Barbu-Radu-Horațiu Mișca

Procese de Transport și Transfer

(pentru Facultatea de Biologie)

Presa Universitară Clujeană

BARBU-RADU-HORAȚIU MIŞCA

PROCESE DE TRANSPORT ŞI TRANSFER

(PENTRU FACULTATEA DE BIOLOGIE)

BARBU-RADU-HORAȚIU MIŞCA

PROCESE DE TRANSPORT ŞI TRANSFER

(PENTRU FACULTATEA DE BIOLOGIE)

PRESA UNIVERSITARĂ CLUJEANĂ

2014

Referenți științifici:

Prof. univ. dr. ing. Florin Dan Irimie

Prof. univ. dr. ing. Alexandru Ozunu

ISBN 978-973-595-751-3

© 2014 Autorul volumului. Toate drepturile rezervate. Reproducerea integrală sau parțială a textului, prin orice mijloace, fără acordul autorului, este interzisă şi se pedepseşte conform legii.

Universitatea Babeş-Bolyai
Presa Universitară Clujeană
Director: Codruța Săcelean
Str. Hasdeu nr. 51
400371 Cluj-Napoca, România
Tel./Fax: (+40)-264-597.401
E-mail: editura@editura.ubbcluj.ro
http://www.editura.ubbcluj.ro/

Cuprins

1. Introducere 7
2. Generalităţi 9
3. Curgerea materialelor 19
4. Sedimentarea 35
5. Epurarea gazelor şi a aerului de particule solide 47
6. Filtrarea 55
7. Amestecarea 63
8. Flotaţia 79
9. Transportul şi transferul termic 89
10. Absorbţia 101
11. Aerarea 105
12. Adsorbţia 109
13. Schimbul ionic 113
14. Extracţia 115
15. Epurarea apelor uzate 119
16. Aspecte teoretice şi experimentale privind studiul ingineriei [36–56] 129

Anexe 143

Probleme rezolvate 151

Probleme propuse spre rezolvare 177

Bibliografie generală 187

1. Introducere

„Procese de Transport şi Transfer" face parte integrantă din complexul de cunoştinţe necesare specialistului în bioinginerie care doreşte să înţeleagă, să aprofundeze şi să abordeze mediul biotic şi cel supus biotransformărilor ca un tot unitar în ceea ce priveşte modalităţile prin care substratul se propagă prin mediu, este abordat de componentele bioactive exo- sau intracelulare iar metaboliţii sunt fie utilizaţi fie sunt expulzaţi în exterior. De asemenea, la această disciplină se pun bazele unor cunoştinţe minime de inginerie, necesare pentru specialiştii în domeniul ştiinţelor biologice care doresc să abordeze domeniile bioprocesărilor, industriilor alimentare, tehnologiilor fermentative, a energiilor „verzi" alternative, a exploatării minereurilor sărace sau a deşeurilor industriale prin metode neinvazive faţă de mediu, a eliminării controlate a deşeurilor tehnologice, agricole, menajere, a epurării apelor uzare, a regenerării terenurilor agricole degradate etc.

Pe baza principiilor fundamentale ale proceselor de transport şi transfer, sunt abordate mecanismele, fenomenologia, baza matematică şi principiile de construcţie şi funcţionare a instalaţiilor şi aparaturii care poate deservi procesele tehnologice prin care se realizează direcţile de interes prezentate mai sus. În secvenţă logică, pornind de la elementele de bază sunt discutate cunoştinţele fundamentale generale, care sunt apoi particularizate pentru fiecare tip de mecanism şi proprietate în parte. Sunt prezentate succint principiile de funcţionare, de calcul, alegere şi de operare a aparaturii de bază utilizate în sistemele biotehnologice.

Capitolele principale sunt dedicate noţiunilor fundamentale, curgerii sistemelor uni şi multifazice, transportului sistemelor fluide, separării prin metode fizice a sistemelor heterogene, contactării componenţilor heterogeni, transferului termic, operaţiilor cu transfer de masă în sisteme fără sau cu reacţie chimică şi/sau biochimică. Fiecare capitol conţine nomenclatura şi noţiunile specifice operaţiei, descrierea fenomenologiei procesului, prezentarea principiilor matematice de calcul şi dimensionare, a principiilor de funcţionare şi de alegere a aparaturii pentru tipurile principale de aparate şi instalaţii. Exemplificările sunt dirijate în mod special pe direcţia operaţiilor şi utilajelor de procesare biotehnologică.

Conştient că această lucrare este departe de a fi completă sau perfectă, voi accepta cu bucurie şi plăcere ideile de îmbunătăţire venite din partea cititorilor. De asemenea, mulţumesc tuturor celor care m-au sprijinit în acest demers.

Autorul

2. Generalităţi

Fenomenele de transfer şi transport sunt schimbări ale valorii mărimilor ce caracterizează un sistem fizic. Evoluţia unui sistem este rezultatul unor procese în care apar transportul, transferul sau transformarea unor materiale.

Proprietatea, *P,* în accepţiunea fenomenelor de transport şi transfer, [1], este entitatea, mărimea sau ansamblul de mărimi care face obiectul transportului sau transferului. Ea se particularizează prin mărimi fizice cum ar fi concentraţii, cantităţi de căldură, cantităţi de material, sarcină electrică, informaţie, impuls, cantitate de electricitate. Pentru ingineria mediului sunt fundamentale următoarele tipuri de proprietate:

- **impuls**, $P = m \cdot w$, [kg · m/s], ce caracterizează cantitatea de mişcare sau de moment de inerţie şi are caracter vectorial; m=cantitatea de material, [kg], w=viteza acestuia, [m/s];
- **căldură**, $P = m \cdot c_p \cdot T$, [J]; ce arată cantitatea de energie a materialului; m=cantitatea de material, [kg], c_p=căldură specifică, [J/kg · °K]; T=temperatura, [°K];
- **masă**, $P = n$; [număr de moli]; $P = c$; [kg/m^3]; [kmol/kg]; [kmol/m^3]; P = m; [kg]; care arată gradul de încărcare a spaţiului cu alte specii moleculare.

Mediul de transport este spaţiul în care acţionează transportatorii pentru deplasarea proprietăţii. Acesta prin caracteristicile fizico-chimice influenţează modul de propagare a proprietăţilor, tipul de evoluţie al transportului şi viteza acestuia. Mediul de transport poate fi omogen sau heterogen, format din una sau mai multe faze sau componenţi, imobil sau în mişcare, solid sau fluid, structurat sau amorf. Una din caracteristicile de bază a mediului de transport este difuzivitatea sa, D, [m^2/s], mărime ce reprezintă permeabilitatea mediului la proprietatea transportată şi este principalul factor care impune viteza transportului. În funcţie de comportarea difuzivităţii mediul poate fi izotrop sau anizotrop, după cum difuzivitatea este uniformă pe cele trei direcţii ale spaţiului sau nu. D este o proprietate de material. Pentru transportul de impuls, căldura şi masă parametrul ce reprezintă difuzivitatea D este diferit.

- Pentru transportul de **impuls,** D se numeşte viscozitate cinematică şi se notează cu ν:

$$D = \nu = \frac{\eta}{\rho} = [\mathrm{m^2/s}];$$

  unde: η este viscozitatea dinamică, [Pa · s], iar ρ este densitatea materialului, [kg/m^3];

- Pentru transportul de **căldură** difuzivitatea termică se notează cu a:

$$D = a = \frac{\lambda}{\rho \cdot cp} = [\mathrm{m^2/s}];$$

  unde: λ este coeficientul specific de conductivitate termică, [W/m · °K], iar c_p este căldura specifică a materialului, [J/kg · °K];

- Pentru transportul de **masă** difuzivitatea se notează cu $D_{1,2}$, mărime care se numeşte coeficient de difuzivitate, (difuziune), bimoleculară, $D = D_{1,2}$ [m^2/s].

Potenţialul proprietăţii transportate, P, exprimă concentraţia sau densitatea proprietăţii în spaţiu la un moment dat, este cantitatea de proprietate din volumul spaţiului, o mărime scalară dependentă de coordonatele spaţiale şi timp:

$$P = P/V\,; \quad \text{respectiv} \quad P = f(x, y, z, \tau).$$

Particularizând pentru transportul de impuls, căldură şi masă, potenţialul proprietăţii transportate ajunge la următoarele expresii matematice:

- pentru **impuls**: $P = \frac{P}{V} = m \cdot \frac{w}{V} = \rho \cdot w$; [kg/m^2 · s];
- pentru **căldură**: $P = \frac{P}{V} = \frac{m \cdot c_p \cdot T}{V} = \rho \cdot c_p \cdot T$; [J/m^3];
- pentru **masă**: $P = \frac{P}{V} = \frac{n}{V} = \frac{m}{V} = \rho = c$; [Kg/m^3], [mol/m^3], [mol/mol], [kg/kg].

Diferenţa de potenţial, ΔP, constituie forţa motrice a transportului şi este dată de diferenţa dintre potenţialele punctelor 1 şi 2 între care se execută transportul:

$$\Delta P = P_1 - P_2.$$

Transportul de proprietate depinde exclusiv de existenţa unei diferenţe de potenţial, sensul normal al transportului fiind de la punctul cu potenţial mai mare înspre punctul cu potenţial redus. Sensul invers al transportului necesită intervenţie energetică exterioară.

Gradientul de potenţial este limita raportului dintre diferenţa de potenţial şi distanţa dintre punctele de transport, când aceasta tinde spre 0:

$$\text{grad}\, P = \lim \frac{\Delta P}{\Delta n} = \frac{\partial P}{\partial n},$$

grad $P = n$ fiind distanţa pe direcţia normală a transportului.

Fluxul unitar, φ, de proprietate este cantitatea de proprietate transportată în unitatea de timp prin unitatea de suprafaţă. Se mai numeşte densitate de flux, încărcare sau flux specific:

$$\varphi = \frac{P}{A \cdot \tau}.$$

Din definiţie rezultă dependenţa dintre **debitul de proprietate**, Φ, şi fluxul unitar φ: $\Phi = \varphi \cdot A$; în care A, [m^2], este suprafaţa de transport perpendiculară pe direcţia de propagare. Debitul de proprietate se mai numeşte **flux de proprietate** şi exprimă intensitatea transportului, reprezentând cantitatea de proprietate transportată în unitatea de timp. Fluxul şi fluxul unitar sunt mărimi vectoriale normale la suprafaţa echipotenţială şi de semn contrar gradientului de potenţial. În notaţie scalară, $\varphi = -D(\partial P/\partial n)$, coeficientul de difuzivitate D arătând influenţa mediului de transport iar semnul „–” indicând direcţia transportului şi anume în sensul scăderii potenţialului.

Transportatorii, transportorii sau **purtătorii de proprietate** sunt elemente mobile materiale care constituie suportul pe care se deplasează proprietatea. Aceştia încarcă, transportă şi descarcă proprietatea din partea cu potenţial mai mare în cea cu potenţial mai scăzut. Pentru transportul de impuls, căldură şi masă transportatorii sunt de tip:

- **molecular**, când transportorii sunt constituiţi din ioni, molecule, atomi, electroni;
- **convectiv**, adică formaţi din asociaţii şi agregate moleculare, turbioane, vârtejuri;
- **radiant**, când purtătorii sunt fotoni, cuante energetice, molecule, ioni, electroni în gaze rarefiate.

Mecanismele de transport sunt procesele globale ce realizează deplasarea proprietăţii, ele fiind denumite după tipul de transportatori utilizaţi şi anume:

- **transport molecular, (conductiv sau difuzional),** dacă purtătorii sunt de tip molecular. Acesta se realizează prin preluarea din aproape în aproape a proprietăţii de la purtătorii mai „încărcaţi” şi transferarea ei înspre transportorii mai „săraci” în proprietate. Caracteristica acestui tip de transport este că purtătorii nu-şi modifică poziţia relativă dintre ei, transbordarea proprietăţii fiind realizată prin ciocnirile dintre purtători. Drumul parcurs de

aceştia este foarte scurt, mişcarea de vibraţie este principala cale de preluare–predare a proprietăţii. Lipsa de mişcare generală a purtătorilor face ca direcţia de transport să fie liniară. Mecanismul este specific mediilor condensate, în special solide, dar şi în mediile fluide în care nu există agitare. În fluide agitate mecanismul se regăseşte numai în (sub)straturile limită laminare. Datorită lipsei de deplasare fizică şi amestecare globală între purtători, intensitatea procesului este redusă şi depinde exclusiv de caracteristicile fizico–chimice ale mediului, influenţele exterioare fiind neglijabile şi greu sau imposibil de realizat practic.

- **transport convectiv** dacă purtătorii sunt de tip convectiv. În acest caz purtătorii sunt de mărimi variabile şi se deplasează fizic între părţile cu potenţiale diferite. Direcţiile de deplasare sunt oarecare, aleatorii, agregatele transportoare modificându-şi continuu mărimea, forma, direcţia şi gradul de „încărcare". Necesitatea deplasării reale a purtătorilor în spaţiu face ca acest tip de transport să fie caracteristic mediilor fluide. Intensitatea transportului este cu atât mai mare cu cât fluiditatea mediului este mai mare. Sursa deplasării fluidului poate avea cauze interne, naturale, specifice sistemului: diferenţe locale de densitate, temperatură, viscozitate, tensiune superficială, concentraţie, transportul fiind **convectiv natural**, sau poate fi un dispozitiv special: amestecător, pompă, ventilator, compresor, când **convecţia** este **forţată**. Pe lângă caracteristicile fizico–chimice ale mediului se poate interveni în sprijinul intensificării transportului convectiv prin intervenţii exterioare asupra gradului de agitare a mediului fluid, a reducerii viscozităţii sau de creare a turbulenţelor suplimentare care ajută mecanismul de transport. Bazându-se pe deplasarea unor porţiuni din mediu, intensitatea transportului este mare şi poate fi reglată prin intervenţii exterioare alese într-un mod convenabil, îndeosebi prin adaus de energie externă.
- **transport radiant** dacă purtătorii sunt de tip radiant. Transportul radiant nu are nevoie de un suport material pentru propagare, transmiterea prin cuante a proprietăţii efectuându-se la orice distanţe, în linie dreaptă, fără interferenţe cu alte oscilaţii, refacerea cantităţii de proprietate la receptor fiind bazată pe interacţiunea radiaţiei cu materia.

Dacă transportul de proprietate se efectuează printr-o interfaţă, sau intersectează interfaţa, procesul pe ansamblu se numeşte **transfer**. Prezenţa interfeţei aduce aspecte teoretice şi practice suplimentare la studiul transportului, aspecte ce vor fi precizate în continuare.

De obicei mecanismele de transport conlucrează simultan, dar unul poate fi determinant pentru proces, fapt în care efectele generate de acesta se studiază în principal pentru comoditate şi simplitate.

Dinamica unui sistem precum şi starea lui de echilibru sau la un moment dat este rezultanta tuturor fenomenelor de transfer şi transport din spaţiul în care evoluează procesul. De multe ori se poate face o distincţie clară între tipurile de proprietate, transportatori sau de mecanism, alteori trebuie tratat sistemul în ansamblu. Pentru a caracteriza complet un fenomen de transport sau de transfer trebuie să se identifice următorii parametri:

a) natura proprietăţii transportate;

b) mediul prin care se transportă sau se transferă proprietatea cu specificul fizico–chimic al acestuia;

c) natura interfeţelor prin care se transportă proprietatea şi geometria sistemului;

d) natura şi tipul transportorilor;

e) forţa motrice a transportului;

f) itinerarul transportului;

g) influenţele interne şi exterioare asupra mediului de transport.

Interfaţa reprezintă stratul „monoatomic” aflat la limita de separare între două medii sau faze fizice. În zona adiacentă de contact dintre cele două faze, materia se restructurează generînd o porţiune cu caracteristici speciale numită zonă de interfaţă. Restructurarea se datorează interacţiunilor dintre moleculele diferite a celor două faze, fiecare specie moleculară tinzând spre echilibru fizico-chimic specific. Câteva caracteristici ale zonei de interfaţă cu importanţă deosebită pentru fenomenele de transport şi transfer pot fi rezumate astfel:

- prezintă o grosime foarte mică;
- apare numai între materialele nemiscibile;
- depinde de geometria, de gradul de dispersie şi modul de aranjare a materialelor;
- depinde de natura mediilor în contact şi de proprietăţile lor fizico-chimice;
- concentrează potenţial chimic, electrochimic, electric, magnetic sau de altă natură.

Din punctul de vedere al stării de agregare ale mediilor ce vin în contact şi pot forma interfeţe, acestea pot fi: solid – solid;
solid – lichid; lichid – lichid;
solid – gaz; lichid – gaz,
fiecare dintre acestea având caracteristici specifice.

Transportul proprietăţii prin stratul limită

Noţiunea de **strat limită** a fost introdusă din anul 1904 de inginerul Ludwig Prandtl, ca o noţiune teoretică destinată simplificării tratării matematice a transportului şi transferului de proprietate. El a definit stratul limită ca porţiunea adiacentă a unei interfeţe în care proprietatea transportată sau transferată îşi modifică 99,99 % din valoarea sa faţă de restul mediului.

Dacă peste o suprafaţă plană solidă curge un fluid omogen şi uniform în curgere, cu o viteză suficient de mică pentru ca regimul de curgere să fie laminar, în zona de interfaţă apare o structurare a fluidului datorată prezenţei peretelui solid. Astfel, moleculele fluidului se adsorb pe interfaţă prin legături nespecifice, apărând multistraturi moleculare. Dacă straturile mai apropiate de perete sunt ataşate mai puternic, cele mai depărtate sunt mai mobile şi permit deplasarea moleculelor între ele. La intrarea fluidului peste suprafaţa peretelui, o parte din moleculele ataşate de perete sunt îndepărtate de curent, rămânând doar cele mai puternic fixate. Acestea creează un obstacol în calea curgerii fluidului, obligându-l prin prezenţa lor fizică să se îndepărteze de perete. Liniile de curent vor fi îndepărtate de peretele care aparent are grosime mai mare din cauza moleculelor ataşate. Cum moleculele sunt adsorbite prin procese de adsorbţie–desorbţie la echilibru, straturile creeate nu sunt fixe, ci există o continuă mobilitate şi interschimbare între moleculele fluidului ataşate de perete şi cele din masa fluidului. Moleculele mai apropiate de perete vor avea o viteză de deplasare nulă sau mult mai redusă faţă de cele mai depărtate, în acest mod apar în apropierea peretelui două zone cu viteze distincte:

- una în care moleculele fluidului au o viteză de curgere cu valoare aproximativ egală între ele şi egală cu viteza medie de deplasare generală a fluidului, departe de peretele fizic, (interfaţă), numită **zonă exterioară**;
- altă zonă în care moleculele mai apropiate de perete au o viteză cu valoare continuu crescătoare de la 0, (la perete), la valoarea vitezei din zona exterioară, porţiune denumită **strat limită**. În Fig. 2.1 este redată structurarea de lângă interfaţă a fluidului în curgere laminară. Se remarcă o creştere continuă a stratului limită pe lungimea peretelui, iar în funcţie de geometria peretelui, această grosime poate fi calculată prin relaţii specifice, [1–8, 10–12, 42].

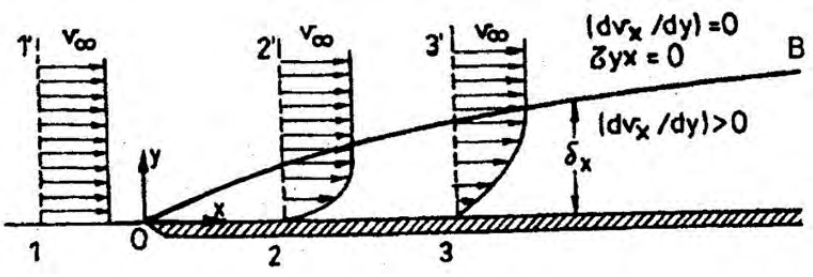


Fig. 2.1. Structurarea stratului limită hidrodinamic laminar faţă de o suprafaţă plană, [2]

În cazul în care fluidul curge deasupra plăcii în regim turbulent, aspectul şi structura stratului limită se modifică sensibil În porţiunea iniţială a peretelui, numită lungime de stabilizare, x_1, vezi Fig. 2.2., apare fenomenul descris anterior şi reprezentat grafic în Fig. 2.1., apoi din cauza turbulenţelor interne din fluid, moleculele din stratul limită sunt angrenate în curentul general. Este intuitiv faptul că simultan cu creşterea vitezei fluidului şi implicit a turbulenţei sale să fie angrenate şi antrenate în curentul general un număr din ce în ce mai mare de molecule din preajma peretelui, dar o parte a moleculelor vor rămâne ataşate de perete datorită forţelor intermoleculare, astfel încât în interiorul unui strat foarte subţire de fluid va fi în continuu o deplasare foarte lentă a moleculelor.

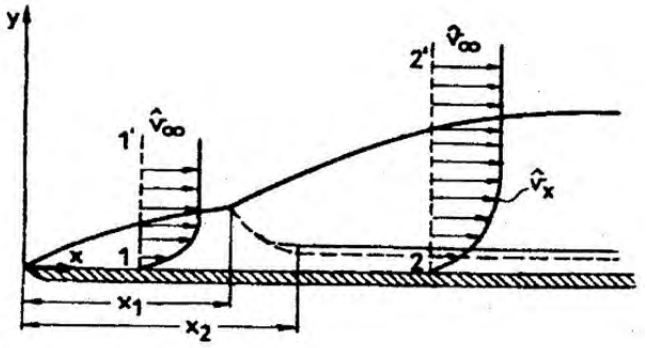


Fig. 2.2. Structurarea stratului limită hidrodinamic turbulent faţă de o suprafaţă plană, [3]

Deplasarea lentă este specifică regimului laminar de curgere, iar trecerea de la un regim de curgere la altul nefiind bruscă, se consideră existenţa în stratul limită, peste lungimea x_2, a trei **substraturi** distincte: cel laminar, cel intermediar şi cel turbulent, substraturi care menţin caracteristicile tipului respectiv de curgere. Între lungimile x_1 şi x_2 este o porţiune de tranziţie a curgerii.

Analog cu stratul limită hidrodinamic, ce poate descrie fenomenul de frecare viscoasă din fluidele în curgere, se pot explica şi structurile straturilor limită termic sau de concentraţie, care descriu transferul de căldură sau de masă. Importanţa noţiunii de strat limită derivă din faptul că în acest strat se concentrează toate rezistenţele opuse de fluid la transferul de proprietate, deci se pot analiza caracteriza numai în această zonă, zona exterioară având proprietăţi şi caracteristici uniforme. O caracteristică a stratului limită este faptul că acesta are o dimensiune geometrică specifică, grosimea sa, δ, [m]. Din ecuaţia de definiţie a fluxului unitar de proprietate: $\varphi = -D \cdot \left(\frac{\partial P}{\partial n}\right)$, aplicată stratului limită, după trecerea la derivate totale, stabilirea limitelor de integrare şi separarea variabilelor, se poate obţine expresia generală integrată a fluxului unitar de proprietate care parcurge stratul limită:

$$\varphi = -D \cdot \left(\frac{dP}{dn}\right), \quad \text{respectiv} \quad \varphi \cdot \int_0^{\delta} dn = -D \cdot \int_{P_1}^{P\infty} dP\,, \quad \text{sau} \quad \varphi \cdot (\delta - 0) = -D \cdot (P_\infty - P_1).$$

Expresia matematică rezultată se poate rearanja ţinând seama de semnificaţia fiecărui termen:

$$\varphi = -\frac{D}{\delta} \cdot (P_\infty - P_1) = \frac{D}{\delta} \cdot (P_1 - P_\infty) = k \cdot \Delta P = \frac{\Delta P}{R}.$$

În relaţiile de mai sus δ este grosimea stratului limită, [m]; P_∞ şi P_1 sunt potenţialele de proprietate la distanţă mare de perete pentru a nu fi influenţate de acesta, respectiv la interfaţă;

$k = \frac{D}{\delta}$ este o constantă care înglobează atât proprietăţile fizico-chimice ale mediului şi tipul de proprietate transportată, cât şi condiţiile de transport; ΔP este diferenţa de potenţial dintre punctele notate cu „1" şi „∞", iar $R = \frac{1}{k}$, este rezistenţa la transportul de proprietate prin stratul limită de material în condiţiile de operare.

Constanta $k = \frac{D}{\delta}$ se numeşte **coeficient parţial de transport prin stratul limită.**

Debitul de proprietate transportată prin stratul limită rezultă tot din relaţia de definiţie:

$\Phi = \varphi \cdot A$; prin înlocuirea fluxului unitar cu expresiile integrate:

$$\Phi = \varphi \cdot A = -D \cdot A \cdot \left(\frac{\partial P}{\partial n}\right) = \left(\frac{D}{\delta}\right) \cdot A \cdot (P_1 - P_\infty) = k \cdot A \cdot \Delta P.$$

Comoditatea noţiunii de strat limită derivă din faptul că în acest strat se concentrează toate influenţele asupra transportului, rezistenţele la transportul de proprietate, influenţa naturii mediului, al efectelor interne şi externe, a naturii şi geometriei tipului de interfaţă asupra transferului.

Deplasarea proprietăţii dintr-un punct în altul în cadrul unei faze fizice se numeşte **transport** iar trecerea proprietăţii printr-o interfaţă dintr-o fază fizică în alta se numeşte **transfer**. Având în vedere faptul că interfeţele au două suprafeţe prin care se transportă proprietatea, că interfeţele însăşi opun rezistenţă la transportul şi transferul proprietăţii, dar şi faptul că peretele despărţitor fizic opune o rezistenţă trecerii proprietăţii, în practică trebuie să se ţină seama de amândouă straturile limită ce scaldă interfaţa şi de toate rezistenţele peretelui.

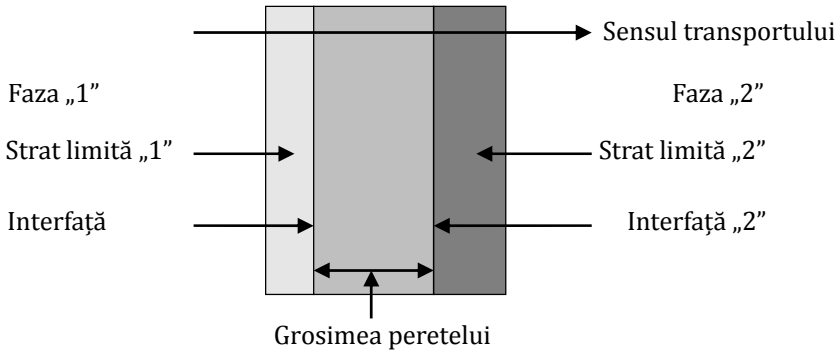


Fig. 2.3. Reprezentarea schematică a transportului şi transferului de proprietate

O reprezentare schematică a peretelui scăldat de două fluide şi traversat de o proprietate este redată în Fig. 2.3. Pentru întreg ansamblul de rezistenţe opuse de interfaţă la transfer s-a adoptat noţiunea de **coeficient total de transfer, K,** reprezentată de expresia matematică globală:

$$K = 1/\left(\frac{1}{k_1} + \sum R_I + \frac{1}{k_2}\right).$$

În relaţia de mai sus k_1 şi k_2 sunt coeficienţii parţiali de transport prin cele două straturi limită, iar $\sum R_I$ este rezistenţa totală la transport opusă de cele două interfeţe şi de spaţiul dintre ele, (peretele propriu-zis).

Expresia generală a coeficientului total de transfer se poate particulariza pentru diferitele situaţii specifice, de exemplu:

a) pentru transferul termic printr-un perete singular:

$$K = 1/\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}\right),$$

sau perete compus din mai multe straturi:

$$K = 1/\left(\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}\right).$$

b) pentru absorbţia gazelor în lichide:

$$K = 1/\left(\frac{1}{\beta_1} + \frac{H}{\beta_2}\right).$$

c) pentru extracţia lichid–lichid:

$$K = 1/\left(\frac{1}{\beta_1} + \frac{k_N}{\beta_2}\right).$$

În aceste relaţii, α_1, α_2 sunt coeficienţii parţiali de transport termic, [W/m^2 · °K]; β_1, β_2 sunt coeficienţii parţiali de transport de masă, [kg/m^2 · s]; δ_i este grosimea unui strat de perete, [m]; λ_i este conductivitatea termică a fâşiei respective, [W/m · °K]; H este constanta lui Henry pentru echilibrul lichid – gaz, k_N este constanta Nernst–Silov la echilibrul lichid – lichid.

Debitul de proprietate transportată printr-o interfaţă scăldată de două straturi limită sau prin două straturi limită separate de un perete se poate calcula cu relaţia evidentă:

$$\Phi = \varphi \cdot A = K \cdot A \cdot \Delta P.$$

Această relaţie este importantă nu numai pentru calculul fluxului total de proprietate transportată, ci şi din cauza faptului că din ea se pot deduce posibilităţile de influenţare a mărimii debitului sau a intensificării proceselor de transport şi transfer. Astfel, pentru majorarea debitului se pot influenţa toţi cei trei termeni ai produsului: ΔP, A şi K.

1. Diferenţa de potenţial, ΔP

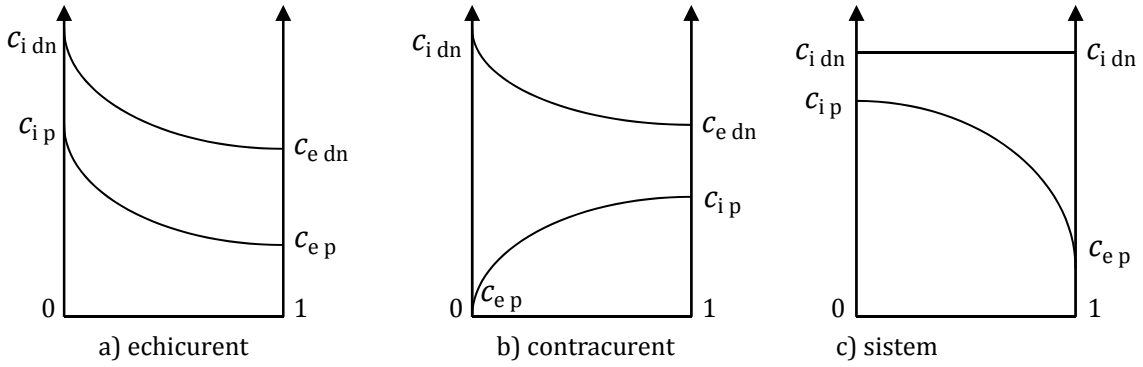
Deşi teoretic este de preferat ca diferenţa de potenţial să fie cât mai mare, din punct de vedere practic nu întotdeauna este posibil să se opereze la diferenţele maxime. Acest fapt se datorează de cele mai multe ori naturii fizico–chimice a materialelor şi a situaţiei tehnologice: materiale cu puritate mai mică de 100 [%], solubilitate limitată, căldură de reacţie mare, necesar energetic ridicat la comprimarea gazelor sau la pomparea lichidelor, timpi lungi de omogenizare, coeficienţi de repartiţie limitaţi, neeconomicitatea concentrării materiilor prime sau reziduurilor, reactivitate redusă a reactanţilor, apariţia de reacţii secundare etc. …

Pentru procesele de poluare, ΔP reprezintă diferenţa între concentraţia poluantului la sursă şi concentraţia poluantului la nivel istoric, sau poluarea naturală a mediului înconjurător. În această situaţie diferenţa de potenţial se doreşte a fi cât mai redusă pentru limitarea poluării ambientului.

Pentru procesele şi operaţiile de depoluare, ΔP reprezintă diferenţa dintre concentraţia denocivizantului şi concentraţia poluantului. Scurtarea timpului de operare este un deziderat şi indică o eficienţă bună pentru protecţia mediului.

Trebuie luat în considerare faptul că în cazul proceselor tehnologice **continue**, diferenţa de potenţial poate fi menţinută la un nivel ridicat sau acceptabil prin alegerea variantelor de recirculare şi concentrare a materiilor prime sau a reactanţilor în funcţie de timpii de contact şi optimul economic al procesului. Operarea în sistemele continue de funcţionare poate pune în contact reactanţii,

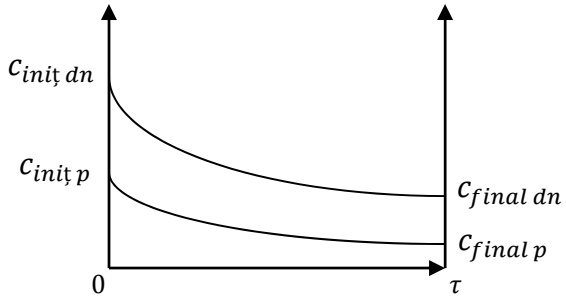
denocivizant şi poluant, după trei scheme principale: echicurent, contracurent şi sistem semicontinuu, în funcţie de sensul de circulaţie a fluxurilor de materiale. Diferenţa de potenţial în aceste cazuri este **constantă în timp**, dar nu şi în interiorul aparatului de denocivizare. Variaţia diferenţei de potenţial în interiorul aparatului, reprezentată de diferenţa concentraţiilor locale de denocivizant şi poluant, Δc, este reprezentată grafic în Fig. 2.4. pentru cele trei cazuri precizate.



c_{i} – concentraţii la intrarea în aparat
c_{dn} – concentraţia denocivizantului
0 – intrarea în aparat
c_{e} – concentraţii la ieşirea din aparat
c_{p} – concentraţia poluantului
l – lungimea totală a aparatului

Fig. 2.4. Variaţia concentraţiilor în sistemele continue de funcţionare

Pentru procesele **discontinue,** adică acelea care operează „în şarje”**,** diferenţa de potenţial este continuu scăzătoare în timp, atât pentru denocivizant, cât şi pentru poluant, ajungând în faza finală de contactare la diferenţele cele mai mici de concentraţii. De remarcat este faptul că procesele discontinue depind de timpul de contactare, fapt care poate duce la neeficienţă economică. Un timp lung de contact poate asigura însă distrugerea totală a poluantului. Variaţia concentraţiilor de poluant şi denocivizant în timp este redată în figura de mai jos.



$c_{\text{iniţ}}$ – concentraţia iniţială
dn – denocivizant
0 – începutul perioadei de contactare
c_{final} – concentraţia la sfârşitul perioadei de contactare
p – poluant
τ – timpul total de contact

Fig. 2.5. Variaţia concentraţiilor pentru contactarea discontinuă

Pentru situaţiile cu variaţia potenţialelor în timp sau în spaţiu, indiferent că acestea reprezintă potenţiale de impuls, căldură sau masă, diferenţa de potenţial ΔP se calculează ca o diferenţă medie logaritmică între potenţialele de la capetele aparatului sau a perioadei de timp. Relaţia de calcul a diferenţei medii logaritmice de potenţial este următoarea [1–12]:

$$\Delta P_{med} = \frac{\Delta P_M - \Delta P_m}{\ln \frac{\Delta P_M}{\Delta P_m}},$$

în care ΔP_M şi ΔP_m sunt diferenţele de potenţial la capetele aparatului sau a intervalului de timp.

Diferenţa de potenţial fiind impusă de natura procesului, trebuie analizat fiecare proces în parte pentru eficientizarea tehnică şi economică a operaţiilor.

2. Suprafaţa zonei de contact sau a interfeţei, A

Mărirea suprafeţei de contact dintre reactanţi este una dintre cele mai utilizate metode pentru intensificarea proceselor de transport şi transfer. Metoda este comodă şi uşor de aplicat la toate categoriile de amestecuri de materiale: solide, lichide sau gaze, indiferent de cantitatea sau raportul dintre ele. Mărunţirea, pulverizarea, dizolvarea, utilizarea divizorilor de spaţiu, a suprafeţelor extinse, a sistemelor de amestecare adecvate sunt aplicate în majoritatea cazurilor, singura limitare fiind necesarul energetic pentru majorarea suprafeţei sau costul construcţiei.

3. Coeficientul total de transfer, K

În lipsa unor posibilităţi avantajoase de modificare a suprafeţei sau potenţialului, intervenţia asupra lui K este de cele mai multe ori benefică atât din punct de vedere financiar, cât şi tehnologic.

Se poate interveni asupra tuturor factorilor de care depinde K: natura materialului, modificarea unor proprietăţi fizico-chimice, grosimea stratului limită, reducerea rezistenţei interfeţei.

Pentru **modificarea** unor proprietăţi fizico-chimice sau a naturii materialului se pot adăuga aditivi de diverse tipuri, materiale de adaos sau materiale suport care să îmbunătăţească parametri materialului primar. Se poate utiliza modificarea texturii materialului primar sau structurarea sa pentru îmbunătăţirea unor proprietăţi.

Reducerea grosimii **stratului limită** se poate face prin creşterea vitezei curenţilor de fluid, micşorarea secţiunilor de curgere, divizarea curenţilor, introducerea în curentul de fluid a unor şicane sau promotori de turbulenţă, utilizarea umpluturilor. Umpluturile sunt materiale cu geometrie bine stabilită folosită pentru creşterea turbulenţei şi mărirea suprafeţei de contact.

Introducerea de energie externă suplimentară conduce la reducerea stratului limită. Această energie poate fi sub formă de oscilaţii, vibraţii, radiaţii electromagnetice de diverse tipuri: microunde, ultrasunete, curenţi de înaltă frecvenţă etc.

Utilizarea variaţiilor de **tensiune superficială** conduce la reducerea semnificativă a stratului limită şi intensificarea agitaţiei interne a lichidelor.

Reducerea stratului limită şi **ruperea** continuităţii sale se mai poate efectua prin utilizarea sistemelor poroase, a tuburilor capilare, a ţesăturilor din diverse materiale, generarea de rugozităţi sau adausul de pulberi solide.

Şi sistemele care aplică intensificarea transportului şi transferului prin reducerea stratului limită sunt determinate de factorii energetici şi financiari.

Relaţia matematică generală care descrie transportul de proprietate printr-un mediu oarecare pe direcţiile x, y şi z a spaţiului cartezian este [4]:

$$\frac{\partial P}{\partial \tau} + w_x \cdot \frac{\partial P}{\partial x} + w_x \cdot \frac{\partial P}{\partial y} + w_x \cdot \frac{\partial P}{\partial z} = D_x \cdot \left(\frac{\partial^2 P}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 P}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 P}{\partial z^2} \right) + S_P;$$

$$\frac{\partial P}{\partial \tau} + w_y \cdot \frac{\partial P}{\partial x} + w_y \cdot \frac{\partial P}{\partial y} + w_y \cdot \frac{\partial P}{\partial z} = D_y \cdot \left(\frac{\partial^2 P}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 P}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 P}{\partial z^2} \right) + S_P;$$

$$\frac{\partial P}{\partial \tau} + w_z \cdot \frac{\partial P}{\partial x} + w_z \cdot \frac{\partial P}{\partial y} + w_z \cdot \frac{\partial P}{\partial z} = D_z \cdot \left(\frac{\partial^2 P}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 P}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 P}{\partial z^2} \right) + S_P.$$

unde: τ este timpul în care se derulează transportul de proprietate, [s];
w este viteza de deplasare a materialului, [m/s];
D este difuzivitatea mediului [s/m^2];
S_P sunt sursele de proprietate din interiorul spaţiului de transport.

Se remarcă prezenţa a patru tipuri de termeni care descriu transportul de proprietate.

a) Primul termen: $\partial P/\partial \tau$, reprezintă variaţia proprietăţii în raport cu timpul de proces, adică arată cantitatea cu care se modifică proprietatea în timp. Dacă proprietatea se acumulează sau se consumă, (dispare), în mod constant şi în cantităţi egale în intervale de timp egale, regimul de transport este staţionar, adică devine independent de timp. În acest caz, termenul se anulează. Regimurile de funcţionare de tip nestaţionar sunt caracterizate de fluctuaţiile cantităţii de proprietate transportate în timp.

b) Termenul al doilea: $w \cdot \partial P/\partial x + w \cdot \partial P/\partial y + w \cdot \partial P/\partial z$, indică modul de variaţie a proprietăţii cu viteza de deplasare a mediului de transport. Modificarea proprietăţii poate avea loc pe toate cele trei direcţii a spaţiului, atât local, punctiform, $\partial P/\partial x$, $\partial P/\partial y$, $\partial P/\partial z$, cât şi global, pentru curgerea mediului de propagare în cele trei direcţii ale spaţiului: w_x, w_y, w_z. Acest termen caracterizează mecanismul convectiv de transport de proprietate, fiind specific mediilor fluide: lichide sau gazoase.

c) Termenul al treilea, $D \cdot (\partial^2 P/\partial x^2 + \partial^2 P/\partial y^2 + \partial^2 P/\partial z^2)$, arată variaţia proprietăţii în spaţiul de transport caracterizat de difuzivitatea D. Termenul descrie transportul de tip molecular, conductiv, fiind caracteristic mediilor solide, dar apare şi în cazul fluidelor în stare de repaus, de curgere laminară sau în cazul viscozităţilor ridicate.

d) Termenul al patrulea, S_P, reprezintă sursele de proprietate. Aceste surse pot genera sau consuma proprietatea transportată, prezenţa sau absenţa lor fiind caracteristice fiecărui sistem în parte.

3. Curgerea materialelor

Orice materiale, sub acţiunea eforturilor exterioare, a tensiunii de forfecare, îşi manifestă principalele caracteristici fizico-chimice: viscozitatea, plasticitatea sau/şi elasticitatea. Combinarea acestor proprietăţi conduce la o extrem de mare diversitate a comportării materialelor, în special a celor legate de modul în care acestea curg sau pot fi procesate. Toate aceste materiale pot fi încadrate între cele cu comportare ideală şi cele cu o comportarea reală.

Se pot defini următoarele clase de materiale, la limita extremă:

Corpul Pascal: viscozitate nulă, incompresibil, fără efect la timpul de acţionare. (Ideal).

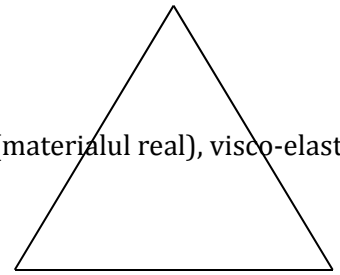
Corpul Newton: viscozitate dependentă de temperatură. (Fluidul e pur viscos).

Corpul Saint Venant: perfect plastic. (Deformaţia apare după aplicarea unei forţe).

Corpul Hooke: perfect elastic. (Deformaţia se recuperează total).

Corpul Euclid: perfect rigid. (Nu există deformaţie).

Gazul ideal, (Clausius-Clapeyron), $\frac{p \cdot V}{T} = ct$

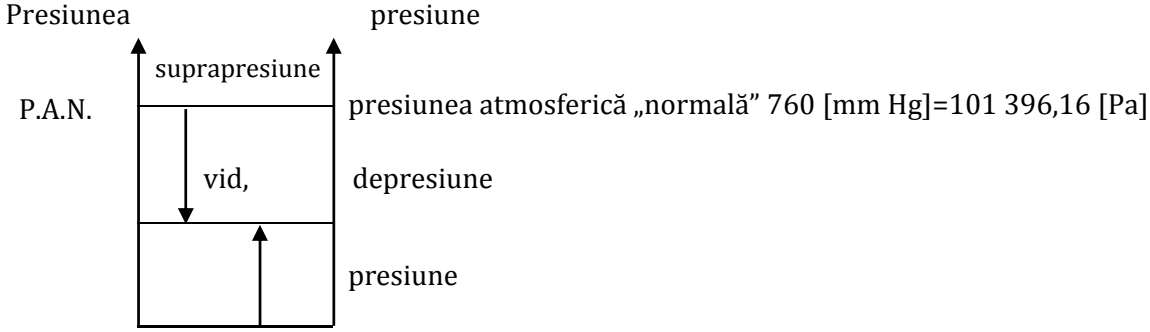


Corpul, (materialul real), visco-elasto-plastic

Lichidul ideal, (Newton), $\eta = f(T)$, pur vâscos

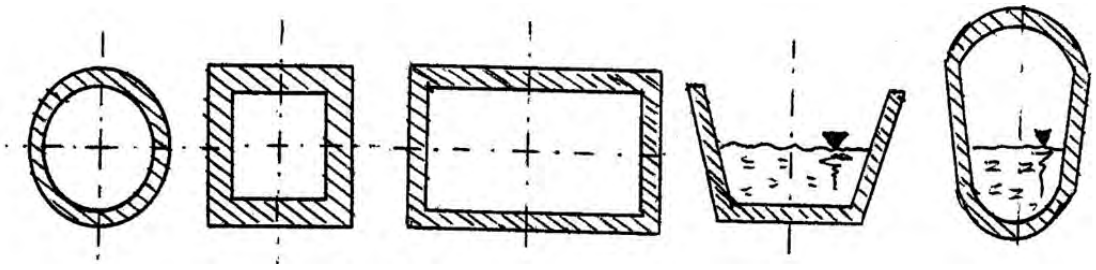
Solidul ideal, (Hooke), $\varepsilon = k$, perfect elastic

Presiunea, ca mărime fizică şi exprimare matematică, $p = F/S$, indică mărimea forţei exercitată pe o suprafaţă dată. Din punct de vedere termodinamic şi a teoriei cinetico-moleculare, presiunea este rezultanta ciocnirilor dintre molecule şi pereţii incintei în care este închis. **Ipotetic,** dacă într-o incintă **NU** există nici o moleculă, presiunea este 0, deoarece **NU** există forţă de acţiune asupra pereţilor. Acest nivel este cunoscut ca presiune 0 sau Presiune absolută=0. Dacă se introduc molecule în incintă, presiunea va creşte. Prin ciocnirile între molecule şi pereţii incintei, forţele inerţiale cresc, deci şi presiunea. Aceasta poate creşte până la un nivel la care densitatea volumică a moleculelor din spaţiul interior egalează densitatea volumică a spaţiului exterior, adică se egalează presiunea din interior şi cel exterior, nivel numit presiune atmosferică. Având în vedere că acest nivel al presiunii exterioare depinde de latitudine, longitudine, altitudine, starea momentană a vremii, de nivelul umidităţii exterioare sau a altor condiţii de operare, s-a considerat că **Presiunea Normală** a atmosferei este de 760 [mm Hg], adică $p = 13600 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}760 = 101396{,}16$ [Pa].



Peste acest nivel, moleculele trebuie „îndesate” pentru a intra în incintă, până când aceasta poate rezista din punct de vedere mecanic. Sub acest nivel, se poate spune de depresiune, sau vid, peste nivelul ambiental se numește suprapresiune. Dacă se consideră acest concept al teoriei cinetico-moleculare, presiunea se definește ca „presiune absolută”, adică măsurată de la 0 absolut, dacă se face referire de la nivelul presiunii ambientale, se spune suprapresiune sau depresiune, ori vid.

Materialele fluide, adică acelea ce pot suferi deformări temporare ale formei şi volumului, pot fi transportate prin conducte sau canale. Conducta este un spaţiu închis prin care circulă un material adus în stare de curgere, peretele conductei fiind în contact pe întreaga circumferinţă cu materialul. În canale contactul materialului cu peretele este de cele mai multe ori parţial. Secţiunea conductelor şi canalelor poate avea diverse forme geometrice, mai utilizate fiind cele circulare, ovoidale sau rectangulare.



a) b) c) d) e)

Fig. 3.1. Secţiuni de curgere pentru conducte şi canale

Dacă materialul fluid care se deplasează printr-un spaţiu oarecare este format din componenţi care formează un flux omogen, curgerea mai poartă denumirea **curgere monofazică**. Acest tip de curgere este specific materialelor pure şi soluţiilor lichide şi gazelor. Modul în care curge curentul de fluid printr-un canal sau printr-o conductă este determinat de natura fluidului şi parametri de operare Principalii parametri care influenţează curgerea sunt:

- viteza curentului de fluid;
- forma şi dimensiunile secţiunii de curgere;
- natura şi proprietăţile fizico-mecanice a fluidului.

Viteza curentului de fluid se calculează ca raport a debitului său volumetric raportat la secţiunea de curgere măsurată sau calculată perpendicular pe direcţia liniilor de curent:

$$w = \frac{Q_v}{S}; \quad \left[\frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}}\right] = \left[\frac{\mathrm{m}^3/\mathrm{s}}{\mathrm{m}^2}\right]; \quad [w] = [\mathrm{m/s}]; \quad [Q] = [\mathrm{m}^3/\mathrm{s}]; \quad [S] = [\mathrm{m}^2].$$

Forma şi dimensiunile secţiunii de curgerea fluidelor pot fi extrem de diferite. Pentru calcul se utilizează mărimea convenţională numită diametru echivalent, d_{ech}. Această mărime se utilizează pentru a se putea compara o secţiune oarecare de curgere cu una de formă circulară. Utilizarea diametrului echivalent este o comoditate de lucru îndeosebi pentru secţiunile de curgere cu forme neregulate sau în care fluidul nu umple complet canalele sau spaţiile aflate la dispoziţie. Această mărime este una determinantă pentru procesele în care are loc deplasarea unor materiale indiferent de starea lor de agregare. Relaţia de calcul a mărimii este: [5, 9],:

$$d_{ech} = 4r_h = 4\frac{A_u}{P_u};$$

unde: r_h este raza hidraulică, [m];
A_u este aria udată de fluid perpendiculară pe direcţia de curgere, [m^2];
P_u este perimetrul udat de fluid perpendicular pe direcţia de curgere, [m].

Natura şi proprietăţile fizico-mecanice a fluidului influenţează curgerea curentului de fluid în principal prin viscozitatea dinamică a fluidului, η, [Pa · s], densitatea sa, ρ, [Kg/m^3], tensiunea superficială, σ, [kg/s^2], conţinutul de impurităţi sau alte materiale, proprietăţile lor fizico-chimice, forma şi concentraţia acestora.

Pentru compararea diferitelor fenomene fizico-chimice între ele, în tehnică şi în practica ştiinţifică se utilizează criterii de similitudine sau de asemănare. Aceste criterii sunt rapoarte între forţele care determină procesul sau fenomenul studiat. Fiind rapoarte între mărimi de acelaşi fel, aceste criterii de asemănare sau de similitudine nu au dimensiuni fizice, ele fiind numere. Pentru comoditatea exprimării aceste numere au primit numele unor oameni de ştiinţă. Modul în care curg fluidele poate fi comparat prin intermediul criteriului denumit Reynolds. Acesta reprezintă raportul între forţele de inerţie care determină mişcarea lichidului şi forţele de frecare viscoasă interne lichidului, forţe care se opun deplasării. Interacţiunile dintre aceste forţe generează gradul de agitare a purtătorilor de proprietate din masa de fluid şi implicit gradul de turbulenţă al materialului, valoarea raportului dintre ele caracterizând calitativ şi cantitativ nivelul de turbulenţă sau de amestecare a fluidului. Fiind vorba despre raportul a două mărimi fizice de acealaşi fel, criteriul Reynolds nu are mărime dimensională, rezultatul calculului fiind un număr pozitiv şi real:

$$Re = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta}, \quad [Re] = [-].$$

în care: η este viscozitatea dinamică a fluidului, [Pa · s];
w este viteza curentului de fluid, [m/s];
ρ este densitatea fluidului, [Kg/m^3];
d_{ech} este diametrul echivalent, mărimea geometrică liniară principală a secţiunii, [m].

Numărul Reynolds, Re, face comparaţia cantitativă şi calitativă a modului de curgere a fluidelor între ele. Astfel, dacă două fluide în curgere au valoarea criteriului Re identică, ele curg la fel, atât ca aspect fizic, dar prezintă acelaşi grad de turbulenţă indiferent de natura fluidelor sau de geometria spaţiului de curgere. Curgerea fluidelor în conducte şi canale este clasificată în funcţie de valoarea numărului Reynolds în trei categorii şi anume [2–9]:

a) **curgere laminară** dacă $0 < Re < 2300$;

b) **curgere intermediară** dacă $2300 < Re < 10\,000$;

c) **curgere turbulentă** dacă $Re > 10\,000$.

În curgerea laminară liniile de curent şi straturile de lichid curg paralel unul cu celălalt, neexistând amestecare între firele şi straturile de fluid. Este un regim de curgere care apare la viteze mici a fluidului, în cazul secţiunilor extrem de reduse sau a materialelor cu viscozitate mare. Curgerea laminară nu avantajează amestecarea internă a fluidului, deci procesele fizico-chimice din interiorul său se derulează foarte încet şi majoritar prin mecanism molecular.

În curgerea intermediară există un proces de tranziţie de la curgerea laminară la cea turbulentă, fenomenul fiind caracterizat global printr-o amestecare parţială a straturilor sau a firelor de curent. Cifrele Reynolds ale limitelor domeniului sunt relative şi sunt atribuite convenţional, existenţa simultană şi concomitentă a mecanismelor de transport făcând imposibilă din punct de vedere practic delimitarea exactă a valorilor cifrelor pentru limitele domeniului. Există în fluid spaţii în care se menţine curgerea paralelă ce caracterizează regimul laminar, dar şi zone în care se întrepătrund straturile sau firele de fluid într-un proces ce tinde spre omogenizarea materialului. Procesele interne din fluid se realizează după mecanisme suprapuse: moleculare şi convective, intensitatea amestecării este relativ redusă şi controlabilă doar pe ansamblul procesului.

În cadrul curgerii turbulente se manifestă o amestecare intensă a liniilor de curent, care creşte cu valoarea din ce în ce mai mare a cifrei Reynolds. Mecanismul de transport este preponderent convectiv, mecanism ce asigură o uniformizare extrem de rapidă a proprietăţii în afara stratului limită laminar, strat care de altfel este din ce în ce mai subţire odată cu creşterea valorii criteriului Reynolds.

Un alt aspect important al curgerii fluidelor este pierderea de presiune generată de interacţiunea fluid-sistem. Pierderea de presiune trebuie compensată prin introducerea din exterior a energiei pentru a forţa fluidul să curgă în sensul dorit. Pierderea de presiune totală, Δp_T, are câteva componente ce depind de forţele care le determină. Relaţia generală de calcul a pierderii totale de presiune este [2–7]:

$$\Delta p_T = \Delta p_d + \Delta p_{fr} + \Delta p_{rl} + \Delta p_{st} + \Delta p_g$$

unde: Δp_d este pierderea de presiune dinamică, [Pa];
Δp_{fr} este pierderea de presiune prin frecare, [Pa];
Δp_{rl} este pierderea de presiune prin rezistenţe locale, [Pa];
Δp_{st} este pierderea de presiune statică, [Pa];
Δp_g este pierderea de presiune datorată geometriei sistemului, [Pa].

$$\Delta p_d = \frac{\rho \cdot w^2}{2}$$

este datorată energiei necesare creării vitezei de deplasare a fluidului;

$$\Delta p_{fr} = \lambda \cdot \frac{L}{d_{ech}} \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2}$$

este datorată energiei necesare învingerii frecărilor dintre perete şi fluid în porţiunile drepte ale conductelor;

$$\frac{\Delta p_{rl} \rho \cdot w^2}{2} \cdot \sum \xi$$

este datorată energiei necesare învingerii frecării fluid-perete în orice porţiune unde secţiunile de trecere nu sunt constante sau drepte: coturi, teuri, ramificaţii, robinete, lărgiri sau îngustări a spaţiului de curgere etc.;

$$\Delta p_{st} = p_1 - p_2$$

este energia necesară învingerii diferenţei de presiune statică dintre punctele de unde se pompează fluidul, 1, în vasul de recepţie, 2.

$$\Delta p_g = \rho \cdot g \cdot \Delta h$$

este energia necesară învingerii forţelor arhimedice din sistem.

În relaţiile de mai sus:
λ este coeficientul de frecare dintre fluid şi perete, [-],
L este lungimea conductei în porţiunile drepte, [m],
d_{ech} este diametrul echivalent al conductei, [m],
ρ este densitatea fluidului care curge prin conductă, [Kg/m^3],
w este viteza fluidului din conductă, [m/s];
Δh este diferenţa de nivel dintre limitele de curgere a fluidului, [m];
ζ este coeficientul de rezistenţă locală pentru curgerea fluidului, [-];
p_1 şi p_2 sunt presiunile statice din punctele 1 şi 2 [Pa].

Coeficientul de frecare şi cei de rezistenţă locală se determină cu relaţii matematice specifice sau prin intermediul diagramelor, tabelelor sau nomogramelor de calcul, vezi Fig. 3.2.

Pentru **regimul laminar** de curgere, $Re < 2300$, se poate evalua valoarea coeficientului de frecare după relaţia [5]: $\lambda = 64/Re$,
iar pentru valori mari ale turbulenţei, $Re > 10\,000$: $\lambda = 0{,}316/Re^{0{,}25}$.

Dacă spaţiul în care are loc curgerea fluidului are pereţi rugoşi, cum este cazul canalelor de scurgere, a celor de irigaţii, a instalaţiilor din oţel corodate sau acoperite cu ciment, trebuie luat în calcul şi asperitatea suprafeţelor. Rugozitatea absolută se notează cu e şi reprezintă înălţimea medie a asperităţii, iar rugozitatea relativă se notează cu $\varepsilon = e/d_{\text{ech}}$, arătând raportul dintre asperitate şi dimensiunea spaţiului de curgere. Formula de calcul a coeficientului de frecare în acest caz este, [5, 9]:

$$\frac{1}{\lambda} = -2 \cdot \lg\left[\frac{\varepsilon}{[3{,}7 + (6{,}81/Re)^{0{,}9}]}\right].$$

Pierderea totală de presiune, Δp_T, [Pa], este folosită la calculul puterii P necesare pentru acţionarea dispozitivelor de vehiculare a fluidelor: pompe şi ventilatoare.

$$P = \frac{V \cdot \rho \cdot g \cdot H_m}{1000 \cdot \eta_T} = \frac{V \cdot \Delta p_T}{1000 \cdot \eta_T} \quad \text{[kW]},$$

în care: V este debitul volumic al pompei, [m^3/s];
ρ este densitatea fluidului pompat, [Kg/m^3];
g este acceleraţia gravitaţională, [m/s^2];
H_m este înălţimea manometrică de pompare, [m coloană de lichid pompat];
η_T este randamentul total al pompei, [-].

Pentru **compresoarele** cu singură treaptă se poate calcula lucrul mecanic teoretic adiabatic, L_{ad}, [J/kg], efectuat în timpul compresiei adiabatice a 1 [kg] de gaz cu formula [5, 7]:

$$L_{ad} = \frac{k}{k-1} \cdot p_1 \cdot v_1 \cdot \left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1\right] = \frac{k}{k-1} \cdot R \cdot T_1 \cdot \left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}}\right].$$

Temperatura gazului la ieşirea din compresor se determină cu relaţia [5, 7]:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}}.$$

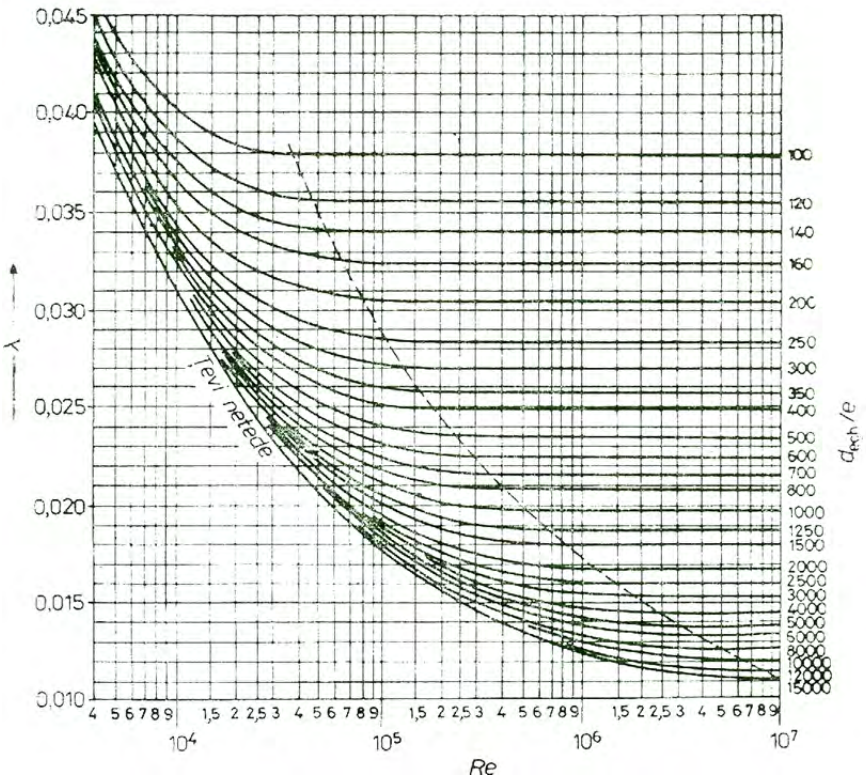


Fig. 3.2. Dependenţa coeficientului de frecare de turbulenţa curgerii [5, 7–10]

Puterea, P, în [kW], necesară compresorului cu o singură treaptă se determină cu ecuaţia:

$$P = \frac{G \cdot L_{ad}}{3600 \cdot 1000 \cdot \eta_T}.$$

În relaţiile anterioare:

k este exponentul adiabatic al gazului: $k = c_p/c_v$;
c_p şi c_v sunt căldurile specifice la presiune, respectiv la volum constant, [J/kg · °K];
p_1 şi p_2 sunt presiunile de la care aspiră şi refulează compresorul, [Pa];
v_1 este volumul specific de gaz în condiţiile iniţiale p_1 şi T_1, [m^3/kg];
R este constanta gazului, $R = 8310/M$, [J/kg · °K];
M este masa moleculară a gazului, [kg];
η_T este randamentul total al compresorului, [-].

Fenomenul de curgere este important pentru transportul lichidelor, gazelor şi dispersiilor prin conducte, pentru realizarea evacuărilor efluenţilor lichizi, gazoşi sau suspensii, în realizarea practică a tuturor proceselor fizico–chimice de tratare şi depoluare a efluenţilor, în evaluarea dispersiei concentraţiilor poluanţilor indiferent de starea lor de agregare în sol, apă sau aer. Curenţii turbionari locali apar mai ales în cazul unor secţiuni de curgere cu dimensiuni variabile şi zone cu potenţiale hidrodinamice oscilatorii, fenomen care generează amestecarea intensă la scară globală a masei de fluid. Aceşti curenţi sunt responsabili de transportul sau depunerea sedimentelor din fluide, de eroziunea sau modificarea profilului traseului de curgere a fluidelor, de concentrarea locală a materialelor transportate de curenţii de fluid.

Curgerea bifazică este caracteristică sistemelor heterogene şi apare de obicei în problematica bioingineriei în cadrul proceselor de fermentaţie, de denocivizare şi epurare precum şi la evacuarea efluenţilor lichizi sau gazoşi în amestec cu cei solizi. Sistemele heterogene sunt amestecuri ce conţin două sau mai multe faze. Orice sistem heterogen prezintă două părţi constitutive:

- **faza dispersă**, internă sau discontinuă,
- **faza dispersantă**, mediu de dispersie, fază externă sau continuă.

Amestecurile multifazice pot fi clasificate după o serie de criterii, ca de exemplu:

- sisteme heterogene **structurate**, dacă există o ordine prestabilită pentru aranjamentul fazelor componente,
- sisteme heterogene **nestructurate**, în care nu există nici un fel de ordonare a particulelor.

În funcţie de **dimensiunea** particulelor sistemele heterogene se mai numesc:

- amestecuri **monodisperse** dacă particulele dispersate sunt de aceeaşi mărime;
- amestecuri **polidisperse** dacă particulele au dimensiuni diferite.

În raport cu **starea de agregare** a materialului care compun fazele disperse şi dispersate apar diferite tipuri de amestecuri bifazice care se comportă în mod specific la curgere, ele având caracteristici fizico-mecanice distincte. Din punct de vedere practic, modalităţile de prezentare a amestecurilor multifazice sunt centralizate în Tab. 3.2.:

Tab. 3.2. Tipuri de amestecuri multifazice

Faza continuă	Faza dispersă	Denumirea amestecului	Caracteristici
Gaz	gaz, vapori	amestec de gaze	sistem omogen
	lichid	ploaie	se depune uşor
		ceaţă	se depune greu
	solid	strat fluidizat	caract. speciale
		fum	se depune greu
Lichid	gaz	bule de gaz	se separă uşor
		spume	se separă greu
	lichid	dispersie	două faze distincte
		emulsie	se separă greu
	solid	suspensie	se separă uşor
		strat fluidizat	caract. speciale
		pastă, turtă	caract. speciale
		solid umed	caract. speciale
Solid	gaz	incluziuni	caract. speciale
		burete	caract. speciale
	lichid	incluziuni	caract. speciale
	solid	incluziuni	caract. speciale
		dispersie, amestec	caract. speciale
solid – lichid – gaz		tulbureală	caract. speciale

Aspectele specifice apar în primul rând din cauza interfeţelor caracteristice diverselor stări de agregare, dar şi de tipul, raportul cantităţilor de materiale şi de proprietăţile fizico-chimice a acestora. În pofida existenţei a numeroase forme de prezentare pentru amestecurile multifazice, acestea au unele caracteristici de curgere comune, care depind doar de poziţia conductei prin care se deplasează amestecul, orizontală sau verticală, de debitul de material, (exprimat frecvent prin viteza de deplasare) şi de raportul de fază dintre componenţi.

Fenomenologia **curgerii bifazice solid-fluid** poate fi discutată începând cu modul deplasării amestecului în conductă. În funcţie de viteza curentului de material, (amestec), în ideea că diferenţa de densitate dintre fazele prezente poate genera fenomene specifice şi că pierderea de presiune din conductă este un parametru principal al operaţiilor sau proceselor, se poate reprezenta grafic dependenţa parametrilor pentru acest tip de curgere, care se mai numeşte diagrama Barth., Fig. 3.3.:

În câmpul diagramei sunt reprezentate curbele de variaţie a pierderii de presiune a fluidului în prezenţa şi absenţa materialului solid şi domeniile caracteristice de operare.

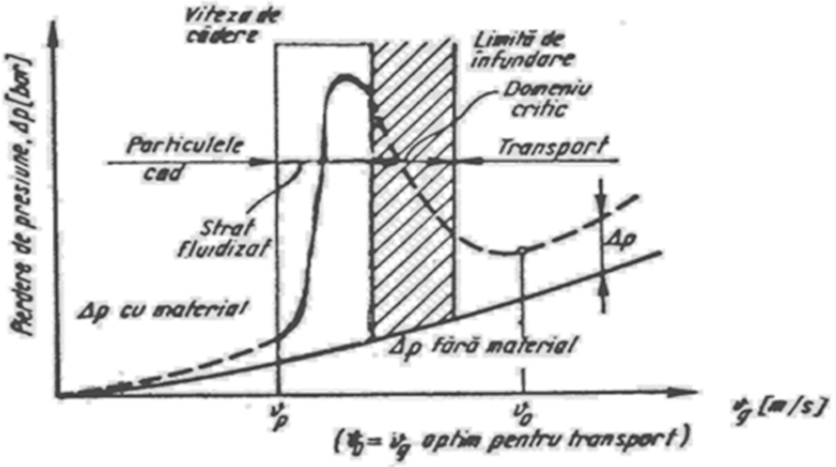


Fig. 3.3. Diagrama Barth, [7]

În absenţa materialului solid se manifestă o pierdere de presiune redusă, continuu crescătoare şi dependentă de viteza de curgere a fluidului exprimată prin relaţiile clasice ale hidrodinamicii. În prezenţa materialului solid granular, forma curbei împarte domeniul de viteze în patru zone distincte, care au fenomenologie separată.

I. La viteze mici ale fluidului, particulele solide din curentul de fluid cad sub acţiunea acceleraţiei gravitaţionale la fundul canalului unde fie se depun, fie sunt deplasate prin rostogolire sau alunecare.

II. Când viteza curentului de fluid se apropie de viteza de plutire a particulelor se remarcă o creştere bruscă a pierderii de presiune. Particulele solide sunt dislocate unele de altele, apărând fenomenul de fluidizare cu diferitele sale particularităţi. Compoziţia granulometrică a solidului este factorul predominant care controlează procesul în acest domeniu de viteze. În raport cu granulometria sistemului, pot apărea aglomerări sau dopuri de solid care duc la pierderi de presiune exagerat de mari, sau antrenări ale particulelor mai fine de către fluid, care duc la oscilaţii ale pierderii de presiune.

III. La depăşirea vitezei de fluidizare stabile pentru sistemul de particule, apare o scădere semnificativă a pierderii de presiune din cauza reducerii frecărilor reciproce fluid-solid specifice stratului fluidizat.

IV. Creşterea în continuare a vitezei fluidului conduce la apariţia transportului hidraulic, specifică zonei finale din diagramă. Mărirea pierderii de presiune se datorează comportării cvasiomogene a ansamblului de material, astfel că alura curbei este asemănătoare cu cea descrisă în lipsa solidului, diferenţa fiind dată de densitatea mai ridicată a sistemului bifazic. Se remarcă prezenţa unui minim al pierderii de presiune, minim care este şi optimul economic al procesului de transport.

Curgerea fluid-solid este specifică fermentaţiilor, gazelor exthaustate şi apelor uzate care sunt colectate de reţelele de canalizare şi intră în staţiile de tratare, a curgerii în interiorul staţiilor şi instalaţiilor de tratare, a iazurilor de decantare, a coşurilor de evacuare a gazelor şi pulberilor sau în cazul situaţiilor de dezastre naturale urmate de scurgerea apelor încărcate cu sedimente.

Curgerea bifazică gaz-lichid trebuie abordată din mai multe puncte de vedere, începând cu deplasarea unei singure bule de gaz şi apoi a unor populaţii de bule în diferite condiţii de operare, aşa cum se întâlnesc situaţiile în practică.

Se prezintă în continuare fenomenologia formării bulelor printr-un singur orificiu plasat într-o placă plană orizontală Fig. 3.4. a).

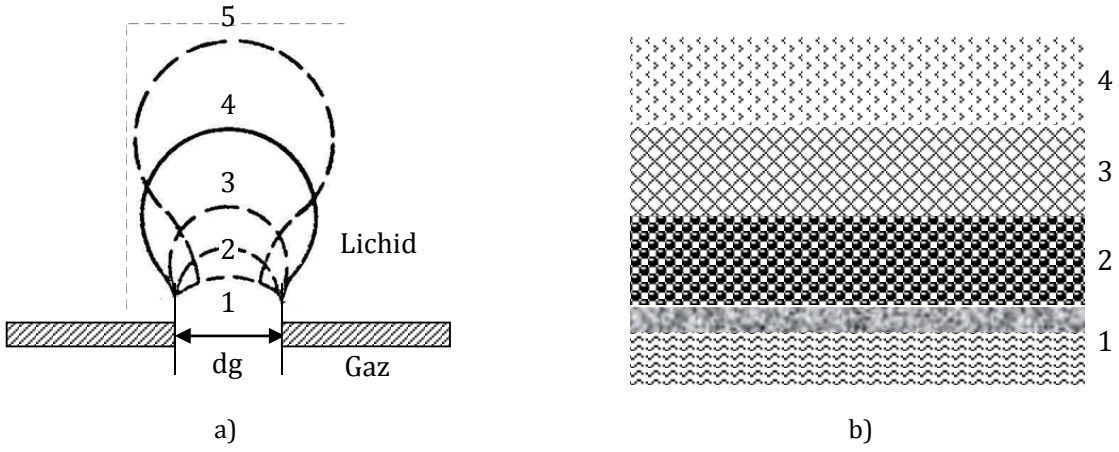


Fig. 3.4. Dinamica formării unei bule individuale [2] şi structura stratului de spumă stabil [7]
1–5 etape succesive în creşterea bulei 1 – gaz; 2 – lichid; 3 – spumă; 4 – dispersie

Dacă viteza gazului, respectiv presiunea lui, este nulă sau foarte mică nu putem discuta despre formarea bulelor, pentru că lichidul se va scurge prin orificiu.

Dacă viteza, (presiunea), gazului prin orificiu creşte, atunci când presiunea sa o echilibrează pe cea hidrostatică a lichidului, deasupra orificiului se formează o calotă sferică de gaz. Simultan cu creşterea presiunii gazului, calota se măreşte tinzând la forma perfect sferică. Atunci când forţa ascensională a

bulei echilibrează presiunea hidrostatică a lichidului şi tensiunile interfaciale, bula de gaz se desprinde şi urcă în lichid până la suprafaţă. Simultan cu ridicarea bulei înspre suprafaţa lichidului, diametrul ei creşte, proporţional cu scăderea presiunii din interiorul ei, pentru echilibrarea presiunii hidrostatice continuu descrescătoare a stratului de lichid străbătut, astfel că şi viteza ei de ridicare se măreşte. Creşterea diametrului bulei atrage după sine şi majorarea forţei de frecare dintre bulă şi lichid prin mărirea suprafeţei de contact dintre faze. Această forţă se opune deplasării şi creează tensiuni de forţe la interfaţa de contact lichid-gaz, care determină deplasări locale ale celor două faze, cu implicaţii asupra agitării fluidelor şi a modificării de aspect a bulei.

Dinamica bulelor în timpul parcurgerii lichidului se manifestă şi asupra formei bulei, Fig. 3.8. Dacă bula are diametru foarte mic sau mic, ea va rămâne sferică pe tot traseul parcurs de lichid. La diametre mai mari, la trecerea prin lichid bula se deformează datorită frecării cu lichidul devenind elipsoidală şi urcă pe direcţia axei mari, care oferă o rezistenţă mai redusă la deplasare. La un diametru mai mare bula se deformează şi mai mult luând o formă aproximativ semisferică şi urcă cu partea rotunjită către suprafaţă. Dacă bula are diametrul mai mare ea se deformează luând forma de titirez. Dacă bula are diametrul şi mai mare se deformează mai puternic, iar secţiunea ei transversală seamănă cu o boabă de fasole. La diametre şi mai mari, bula de gaz are secţiune cu o formă asemănătoare cu a unei ciuperci. Cu cât bula de gaz are diametru mai mare, cu atât creşte viteza ei ascensională şi proporţional creşte gradul de turbulenţă din masa de lichid. Pe de altă parte, viteza mare de ridicare implică un timp de contact redus între lichid şi gaz, fapt care poate duce la o dizolvare incompletă a părţilor solubile din gaz şi la un grad redus de agitare a gazului în interiorul bulei, dar un grad mare de amestecare a lichidului. Bulele cu diametru mic prezintă o suprafaţă proporţional mai mare faţă de numărul lor, un timp mai lung de contact cu lichidul, spuma generată fiind mai stabilă şi mai eficientă în contactarea gaz-lichid.

Pentru cazul descris anterior, adică al unor bule cu diametru corespunzător diametrelor orificiilor care le generează, se poate prezenta imaginea generală a stratului bifazic lichid-gaz stabil şi a unor efecte colaterale. Trebuie remarcat faptul că pentru orice dimensiune a orificiilor, apare o structură **stabilă** a sistemului bifazic gaz-lichid structurat aşa cum s-a prezentat în Fig. 3.4. În Fig. 3.5. sunt trecute reprezentări grafice care prezintă modul în care se deplasează bule de gaz cu dimensiuni diferite într-un strat de lichid şi efectul acestora asupra lichidului.

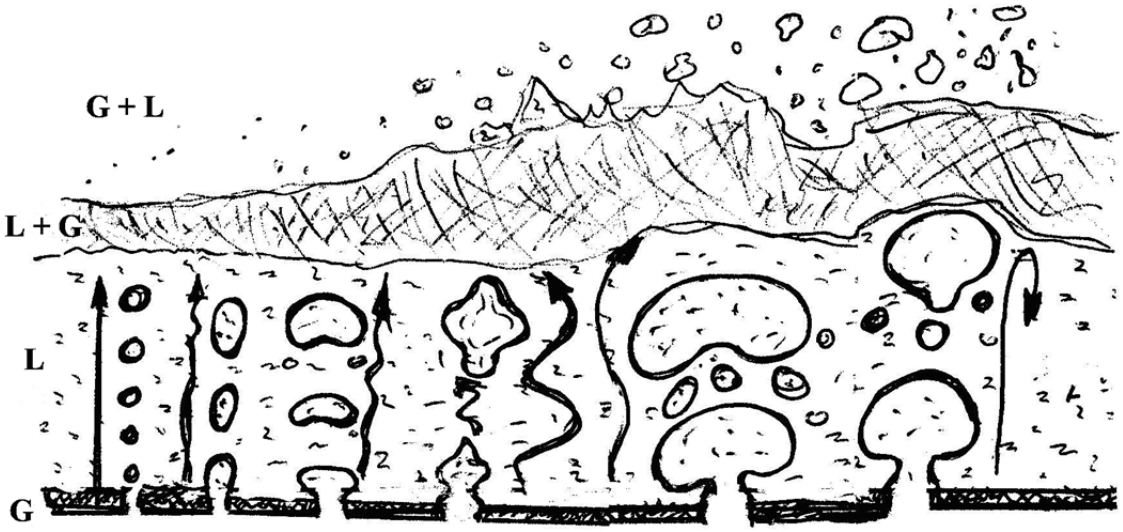


Fig. 3.5. Forma şi traseul bulelor de gaz în funcţie de dimensiunea orificiului de generare

Diametrul bulelor formate pe un orificiu cu diametrul d_0, [m], în condiţii cvasiatatice, ρ_l, ρ_g este densitatea lichidului respectiv a gazului, [Kg/m^3], g este acceleraţia gravitaţională, [m/s^2], se poate determina, cu erori de ±20 %, din egalarea forţei arhimedice cu cea de tensiune superficială, σ, [N/m]:

$$\frac{\pi \cdot d_b^3}{6} \cdot (\rho_l - \rho_g) \cdot g = \pi \cdot d_o \cdot \sigma\,, \quad \text{sau} \quad d_b = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot d_o \cdot \sigma}{(\rho_l - \rho_g) \cdot g}}$$

La debite relativ mici şi constante de gaz, timpul de reţinere a bulei pe orificiu e constant, iar volumul bulei, V_b, [m^3], se poate determina cu relaţia:

$$V_b = \left(\frac{4 \cdot \pi}{3}\right)^{0,25} \cdot \left[\frac{15 \cdot \eta_l \cdot M_g}{2 \cdot g \cdot (\rho_l - \rho_g)}\right]^{0,75}.$$

La debite mari de gaz:

$$V_b^{1,333}\left(\frac{2 \cdot g \cdot (\rho_l - \rho_g)}{5 \cdot \eta_l \cdot M_g}\right) + V_b^{0,333}\left(\frac{\rho_g \cdot M_g}{\eta_l \cdot A_0}\right) - (36 \cdot \pi) = 0,$$

unde A_0 este aria orificiului, [m^2]. În domeniul debitelor foarte mari de gaz se formează jeturi de gaz din care se desprind unele bule, [2, 11, 37].

Viteza bulelor se poate determina din egalarea forţelor ascensionale cu cele de frecare viscoasă:

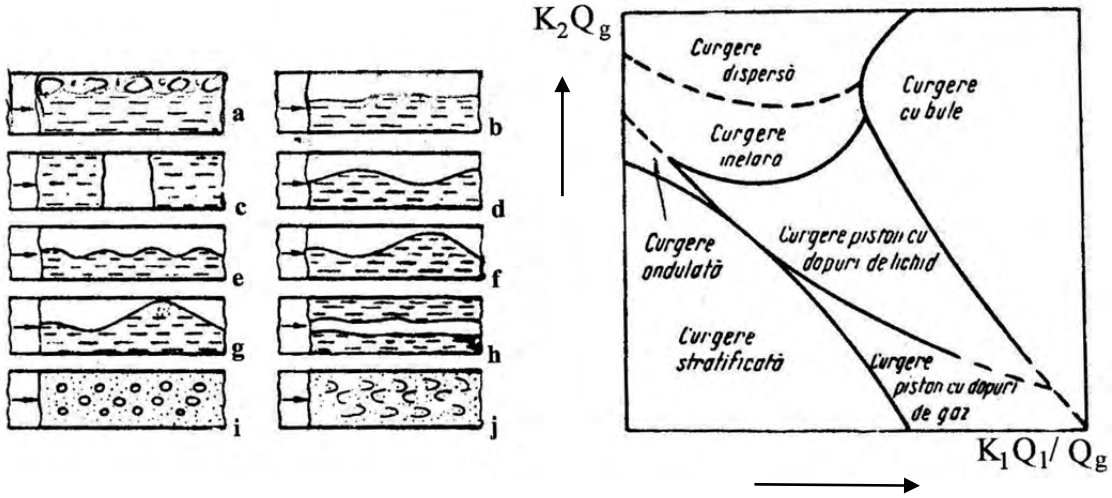
$$\frac{\pi \cdot d_b^3}{6} \cdot (\rho_l - \rho_g) \cdot g = k_f^* \frac{\pi \cdot d_b^2}{4} \cdot \rho_l \cdot \frac{w_b^2}{2}\,, \quad \text{sau} \quad w_b = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot d_b \cdot (\rho_l - \rho_g)}{3 \cdot k_f^*}}\,, \quad [2, 11, 37].$$

Curgerea gaz-lichid prin conducte. Fenomenologia şi aspectul curgerii în conducte sau canale depinde de poziţia conductei, orizontală sau verticală, de raportul gaz/lichid şi de viteza relativă dintre cele două faze. Reprezentarea grafică a procesului de curgere bifazică prin conducte **orizontale** în raport cu parametri precizaţi poartă numele de diagrama Baker şi are pe axele de coordonate mărimile specifice $K_2 \cdot Q_g$ respectiv $K_1 \cdot Q/Q_g$. Q şi Q_g reprezintă debitele de lichid respectiv de gaz, K_1 fiind un coeficient depinzând de tensiunea superficială, viscozitatea şi densitatea materialelor, $K_1 = (\rho_l \cdot \eta_l/\rho_g \cdot \eta_g) \cdot \sigma$, K_2 depinzând de raportul densităţilor lichidului şi gazului, $K_2 = \rho_l/\rho_g$. Se poate comenta fenomenul de curgere bifazică pentru conducte orizontale după cum se arată în Fig. 3.6.:

a) La raport mic gaz/lichid şi viteze apropiate între faze, gazul se adună preferenţial la partea superioară a conductei curgând cu bule mai mari sau mai mici, cu viteze apropiate de cea a lichidului.
b) Pentru debite gaz/lichid ceva mai mari apar aşa numitele bule, (dopuri), de gaz plasate la partea superioară a conductei, care se deplasează cu o viteză mai mare decât a lichidului. Acest tip de curgere cu dopuri de gaz poate fi periculoasă prin crearea de şocuri în conducte, eroziunea neuniformă a canalului sau împroşcarea şi evacuarea neuniformă a lichidului la ieşirea din conductă.
c) Prin creşterea raportului gaz/lichid şi a vitezei acestora, tampoanele superficiale de gaz se transformă în dopuri ce ocupă toată secţiunea transversală a conductei. Apare fenomenul de pistonare, de asemenea periculos pentru funcţionarea instalaţiilor. Se apereciază că vitezele la care apare acest fenomen sunt sub 0,91 [m/s] pentru gaz şi 0,61 [m/s] pentru lichid.
d) Când apare o suprafaţă clară de demarcaţie între gazul adunat la partea superioară şi lichid se vorbeşte de curgere stratificată. viteza gazului este sub 0,61 [m/s] – 3,1 [m/s], iar a lichidului de maximum 0,15 [m/s]. În această zonă contactul gaz-lichid este extrem de scăzut.
e) Creşterea vitezei gazului în curgerea stratificată duce la apariţia valurilor la suprafaţa lichidului. Acestea pot fi mai mici sau mai înalte, generate de viteza gazului de aproximativ 4,6 [m/s], iar lichidul are cel mult 0,31 [m/s].
f) Valurile înalte sunt un fenomen tranzitoriu care duce la formarea de dopuri de materiale.
g) La viteze mai mari, valurile ating partea superioară a conductei generând dopuri de lichid. Acestea creează vibraţii şi şocuri în instalaţiile industriale fiind un fenomen nedorit.
h) Curgrea inelară apare când lichidul curge în film pe peretele conductei iar în centru trece fluxul de gaz. Viteza gazului trece de 6,1 [m/s].

i) Curgerea pulverizată sau dispersă, în care lichidul este transformat în picături şi antrenat apare la viteze mai mari de 60 [m/s].

j) Curgerea spumantă apare dacă apar substanţe tensioactive în sistem şi apar condiţii specifice de curgere.



a) b)

Fig. 3.6. Aspectul curgerii în conductele orizontale, a) şi diagrama Baker, b) [7]

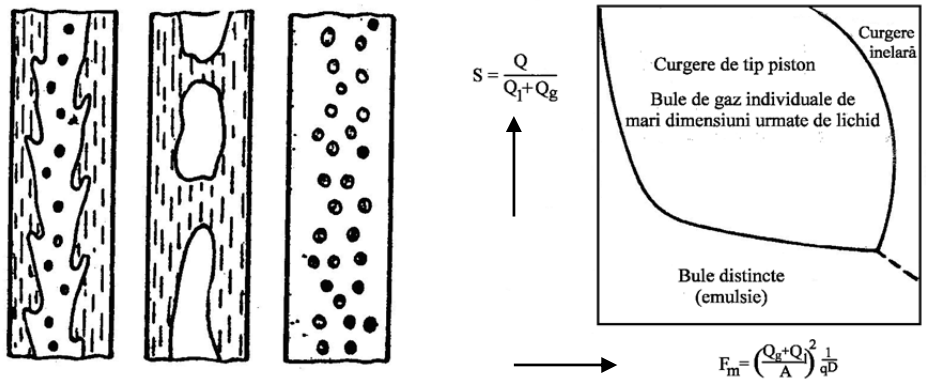
Curgerea bifazică în conducte **verticale** are fenomenologia şi reprezentarea descrisă de diagrama Griffith, Fig. 3.7. a) şi b). În câmpul de dependenţe: raportul de faze $S = Q_g/(Q_g + Q_l)$ şi critriul Froude, $Fr = w^2/l \cdot g$, apar trei domenii principale de curgere:

$$Fr\, c_{med} = \left(\frac{Q_g + Q_l}{A}\right)^2 \cdot \frac{1}{g \cdot d},$$

a) curgerea inelară sau în film în care lichidul este antrenat în sus de forţa de frecare dintre gaz şi lichid, gazul se aglomerează preferenţial centrului conductei şi transportă picături mici de lichid, majoritatea lichidului fiind împins spre perete. Acest tip de curgere apare la viteze şi debite mari ale gazului.

b) curgerea tip piston, (cu dopuri sau bușoane de gaz), apare la viteze ale gazului cuprinse între 0,6 şi 9 [m/s].

c) curgerea emulsionată apare atunci când gazul transportă lichidul sub formă de picături, acest fapt solicitând viteze ale gazului de peste 21,5 [m/s] şi debite de lichid reduse.


$S = \frac{Q}{Q_l+Q_g}$
Curgere de tip piston
Curgere inelară
Bule de gaz individuale de mari dimensiuni urmate de lichid
Bule distincte (emulsie)
$F_m = \left(\frac{Q_g+Q_l}{A}\right)^2 \frac{1}{qD}$

a) b)

Fig. 3.7. a) Aspectul curgerii în conductele verticale; b) diagrama Griffith, [7]

Curgerea peste deversoare, fante, orificii sau umpluturi. La curgerea fluidelor peste obstacole apar fenomene specifice în raport cu forma şi dimensiunile obiectului. **Barajul** este un obstacol pozat transversal pe direcţia de curgere a lichidului. Lichidele pot trece de baraj fie prin secţiuni special executate, fie peste creasta digului. Curgerea peste baraj creează o pânză de lichid cu suprafaţă liberă, secţiunile de evacuare putând fi în contact cu suprafaţa liberă sau înnecate. **Barajele deversoare** clasice, Fig. 3.8., sunt utile în intensificarea proceselor de autoepurare a apelor prin uşurarea dizolvării aerului în lichid pe toată porţiunea de suprafaţă liberă sau de amestecare intensă după căderea peliculei de pe baraj.

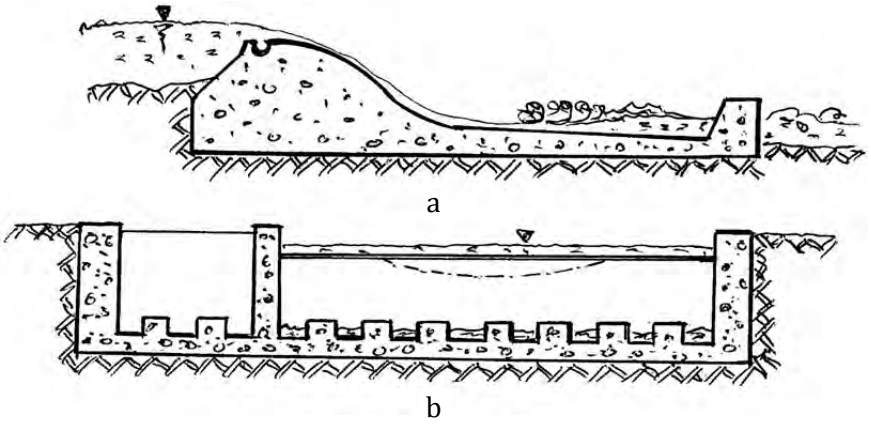


Fig. 3.8. Schema generală al unui baraj deversor
a) secţiune longitudinală; b) secţiune transversală faţă de firul apei

Un caz special, de mare interes pentru procesele de denocivizare este curgerea fluidelor peste **umpluturi**. Umpluturile sunt corpuri solide având forme extrem de diverse care sunt utilizate în vederea îmbunătăţirii contactului dintre lichide, lichide şi gaze sau fluide şi solide. Forma geometrică este dictată de scopul operaţiei, de natura şi proprietăţile fizico-chimice ale materialelor şi de parametri economico-funcţionali ai procesului. Pentru procesele de epurare şi denocivizare sunt importante procesele de:

- contactare a solidelor reactive cu agenţii nocivi din lichide sau gaze,
- îmbunătăţirea condiţiilor de contactare a lichidelor şi gazelor reziduale cu soluţiile de tratare.

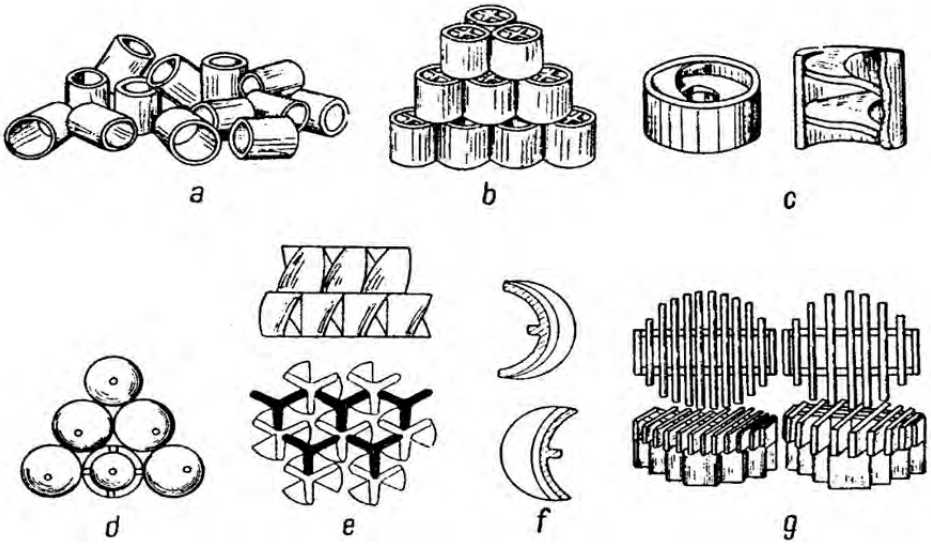


Fig. 3.9. Tipuri de umpluturi, [2]
a) inele Raschig, b) inele Lessing, c) inele cu suprafaţă elicoidală interioară, d) sfere,
e) umplutură elocoidală, f) şei Berl, g) grătare.

O umplutură „bună” trebuie să îndeplinească următoarele condiţii: suprafaţă specifică mare, volum mare de goluri, rezistenţă mecanică şi chimică, să fie umectată de lichid, preţ redus. Se pot utiliza drept umpluturi o gamă foarte largă de materiale, care de obicei se clasifică în cele cu formă nedefinită, cu formă regulată şi grătare sau structuri spaţiale. Materialele cu formă neregulată sunt foarte ieftine şi accesibile, putând fi pietriş, piatră spartă, tuf vulcanic, cărbune sau cox, talaş, rumeguş etc. Ele se pot înfunda uşor şi se pot crea zone preferenţiale de curgere. Aceste dezavantaje dispar în cazul umpluturilor cu forme regulate, unele dintre ele fiind prezentate în Fig. 3.9.:

Umpluturile se caracterizează prin intermediul diametrului echivalent:

$$d_{ech} = 4 \cdot r_h = 4 \cdot \frac{A_u}{P_u} = 4 \cdot \frac{\varepsilon}{\sigma}\,, \quad [5, 9],$$

unde: ε este fracţia de goluri sau volumul liber al umpluturii, $[\mathrm{m}^3/\mathrm{m}^3]$;
σ este suprafaţa specifică a umpluturii, $[\mathrm{m}^2/\mathrm{m}^3]$.

Fracţia de goluri sau volumul liber arată cât spaţiu gol este prezent într-un metru cub de solid, adică spaţiul prin care pot circula materialele. Este de preferat ca acest volum să fie cât mai mare pentru o curgere comodă a fluidelor.

Suprafaţa specifică arată aria de contact pusă la dispoziţie de un metru cub de umplutură. Cu cât aria de contact este mai mare, contactarea este mai intensă şi procesele sunt accelerate.

În cazul parcurgerii umpluturii de către **un singur fluid**, curgerea poate fi asimilată cu una monofazică, dar printr-un canal de structură complexă. Şi aici se pot delimita domeniul de **curgere laminară**, $Re < 40$ de cel al **curgerii turbulente**, $Re > 40$.

Pierderea de presiune generată de frecarea fluidului cu materialul umpluturii se determină cu aceeaşi relaţie matematică prezentată la curgerea prin conducte, evoluţia ei faţă de viteza fluidului fiind de tip parabolic [5, 9, 39]:

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{H_{strat}}{d_{ech}} \cdot \rho \cdot \frac{w_r^2}{2}.$$

Viteza fluidului, gaz sau lichid, care trece prin coloana cu umplutură considerată **„goală”** se numeşte **viteză fictivă, w_f**, şi se determină cu relaţia:

$$w_f = \frac{Q_v}{S}; \quad \left[\frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}}\right] = \left[\frac{\mathrm{m}^3/\mathrm{s}}{\mathrm{m}^2}\right]; \quad [w] = \left[\frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}}\right]; \quad [S] = [\mathrm{m}^2].$$

unde S este secţiunea, (aria), coloanei cu umplutură considerată „goală”, $[\mathrm{m}^2]$, adică în lipsa umpluturii. Utilizarea noţiunii de viteză fictivă este comodă, deoarece se cunoaşte diametrul tubului în care se pozează umplutura şi acesta este constant.

Viteza reală, w_r, a fluidului care trece prin umplutură este întotdeauna **mai mare** decât viteza fictivă, deoarece spaţiul de trecere este redus prin prezenţa fizică a solidului din umplutură. Relaţia de legătură între viteza fictivă şi cea reală este dată de volumul liber al umpluturii: $w_r = w_f/\varepsilon$.

Pierderea de presiune în umplutură depinde de viteza reală, adică de contactul direct solid–fluid.

Coeficientul de frecare, λ, se determină prin relaţii specifice, [5, 9, 39]:

$$Re < 40 \Longrightarrow \lambda = \frac{140}{Re_{fluid}}; \quad Re > 40 \Longrightarrow \lambda = \frac{16}{Re_{fluid}^{0,2}}$$

Criteriul Reynolds la curgerea monofazică prin umpluturi se determină cu valoarea vitezei reale a fluidului:

$$Re = \frac{w_r \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta} = w_r \cdot \frac{4 \cdot \varepsilon}{\sigma} \cdot \frac{\rho}{\eta} = \frac{w_f}{\varepsilon} \cdot \frac{4 \cdot \varepsilon}{\sigma} \cdot \frac{\rho}{\eta} = \frac{4 \cdot w_f \cdot \rho}{\sigma \cdot \eta},$$

La curgerea **simultană în contracurent** a unui lichid şi a unui gaz printr-o umplutură apar alte fenomene caracteristice. La curgerea unui debit descendent constant de lichid şi a unuia foarte mic de gaz ascendent pierderea de presiune este dependentă liniar faţă de viteza gazului. Această situaţie este asemenea curgerii monofazice. Acest fenomen se desfăşoară până când debitul de gaz continuu crescător este împiedicat de trecere de către scurgerea de pe umplutură a lichidului. În acest moment la partea inferioară a umpluturii apare o accumulare de lichid prin care barbotează gazul. Punctul delimitat de către vitezele relative a celor două fluxuri este numit „punct de încărcare". Acest punct se deplasează către viteze mici a gazului la creşterea debitului de lichid. Peste acest punct, pierderea de presiune se majorează datorită presiunii hidrostatice a coloanei de lichid. Dacă se menţin constante debitele de gaz şi lichid, în stratul de umplutură va rămâne o porţiune în care stratul de lichid este străbătut de curentul format din bule de gaz. Acesta este regimul normal de funcţionare a coloanelor cu umplutură stropită. Dacă se majorează debitul de gaz, acesta blochează trecerea lichidului, obligându-l să se accumuleze în golurile stratului solid de unde este împins în sus, până la partea sa superioară.şi de aici în afara instalaţiei. Este un alt punct important de funcţionare a umpluturilor stropite şi se numeşte "punctul de înnecare". Coloanele în curgere bifazică pot opera corect doar între punctele de încărcare şi cele de înnecare, la debite constante de fluide. În diagrama din Fig. 3.10. se prezintă evoluţia pierdereii de presiune în coloane cu umplutură pentru diferite situaţii: A este cazul coloanei uscate, B reprezintă situaţia coloanei udate şi apoi scurse, C şi D sunt cazurile coloanelor stropite cu debite diferite de lichid, (debitul C fiind mai mic decât debitul D), x este punctul de încărcare, y este punctul de înecare.

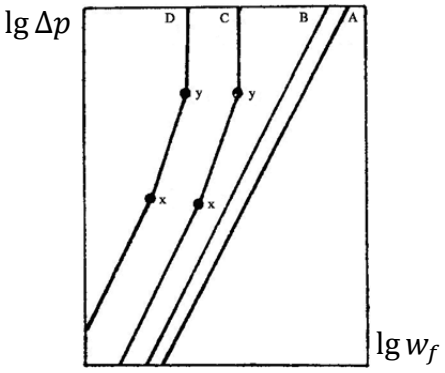


Fig. 3.10. Dependenţa pierderii de presiune de viteza gazului, [7]

Determinarea punctelor de încărcare şi înecare se poate face experimental sau prin calcul, [1, 5, 7, 10, 12]. O cale de determinare a vitezei de înec prin calcul este prezentată mai jos:

Se calculează viteza fictivă a gazului la punctul de înecare, w_{fin}:

$$lg\left(\frac{w_{fin}^2 \cdot \sigma \cdot \rho_g \cdot \eta_l^{0,16}}{g \cdot \varepsilon^3 \cdot \rho_l}\right) = 0{,}022 - 1{,}75 \cdot \left(\frac{L}{G}\right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0,125},$$

în care: ρ_l şi ρ_g sunt densităţile gazului şi lichidului, [Kg/m^3];

σ este suprafaţa specifică a umpluturii, [m^2/m^3];

η_l este viscozitatea dinamică a lichidului, [Pa · s];

ε este volumul liber al umpluturii, [m^3/m^3];

g este acceleraţia gravitaţională, 9,81 [m/s^2];

L şi G sunt debitele masice de lichid şi de gaz, [kg/s].

Coloanele cu umplutură lucrează la un punct hidrodinamic optim plasat la 75–90 [%] din viteza de înec. O relaţie de calcul ce indică acest optim este [7, 12, 22, 37]:

$$Re = 0{,}045 \cdot Ar^{0,57} \cdot \left(\frac{G}{L}\right)^{0,43}$$

în care Ar este criteriul de similitudine Arhimede caracterizat de relaţia matematică:

$$Ar = \frac{{d_{ech}}^3 \cdot \rho_g \cdot \rho_l \cdot g}{\eta_g^2},$$

în care $d_{ech} = 4 \cdot \varepsilon/\sigma$.

Dispozitive pentru vehicularea fluidelor

Utilajele care vehiculează lichide se numesc **pompe**, cele care vehiculează gaze au denumiri specifice depinzând de presiunea generată şi uneori de destinaţia acestora.

- pentru diferenţe mici de presiune, aproximativ 1 [m] coloană de apă, dispozitivele pentru vehicularea gazelor se numesc **ventilatoare**. Acestea preiau gazul de la o presiune oarecare şi îl transportă pe un traseu relativ scurt şi îl refulează aproximativ la presiunea la care a fost aspirat.
- **suflantele** creează diferenţe mici de presiune, necesară numai transportului pe distanţe intermediare a gazelor.
- **compresoarele** sunt dispozitive care generează şi asigură transportul gazelor la diferenţe mari de presiune, de regulă peste 1 atmosferă.
- **exahaustoarele** sunt dispozitive care vehiculează cantităţi mari de aer la diferenţe foarte mici de presiune, de exemplu din interiorul clădirilor în afara acestora.

4. Sedimentarea

Sedimentarea este operaţia prin care un amestec heterogen fluid – solid este separat în părţile componente sub acţiunea unor forţe externe. Forţele externe care pot interveni în timpul procesului sunt fie forţa gravitaţională, acceleraţia centrifugă, câmpurile electrice, magnetice sau energia radiantă.

Se numeşte **suspensie**, amestecul iniţial bifazic fluid – solid supus procesului de separare. **Decantatul** sau **limpedele** este partea mai mult sau mai puţin limpede a fazei continue, iar **sediment, nămol, şlam** sau **precipitat** este partea cu o concentraţie mare de particule solide, cu un conţinut oarecare de fluid.

Se numeşte **decantare** operaţia prin care se îndepărtează limpedele de deasupra sedimentului. **Clarificarea** sau **limpezirea e**ste eliminarea fazei solide din faza continuă şi se referă la suspensiile cu solide grăunţioase care sedimentează independent unele de altele. **Concentrarea** prin sedimentare a unei faze solide dintr-un amestec se referă la suspensiile fine sau floconoase, care generează un nămol ce connţine mai mult lichid decît solidul propriu-zis. Se utilizează denumirea de **sedimentare** pentru operaţia efectuată atunci când ambele faze: dispersă şi continuă, sunt interesante pentru procesul tehnologic respectiv.

Termenul de î**ngroşare** se utilizează atunci când este interesantă doar faza solidă şi se foloseşte denumirea de **limpezire** atunci când. este interesantă partea lichidă, sau fluidă.

În mod normal, în limbajul tehnic, se foloseşte denumirea de **sedimentare** pentru separarea lichid – solid, iar termenii de **epurare** sau **desprăfuire** se utilizează pentru sistemele heterogene gaz-solid.

În funcţie de **diametrul particulelor** şi **aspectul amestecului**, considerate după o observare cu ochiul liber, sistemele heterogene se denumesc uzual din punct de vedere tehnic:

- **grosiere**, când $\Phi_p > 100$ [μm] $= 0{,}1$ [mm];
- **fine**, dacă $0{,}5$ [μm] $< \Phi_p < 100$ [μm];
- t**ulbureli**, atunci când $0{,}01$ [μm] $< \Phi_p < 0{,}5$ [μm];
- **coloidale** sau **coloizi**, pentru $\Phi_p < 0{,}01$ [μm].

Sistemele heterogene sunt cu atât mai stabile cu cât gradul de dispersie este mai avansat, altfel spus, cu cât dimensiunile particulelor dispersate sunt mai reduse. Factorii care influenţează sedimentarea sistemelor lichid-solid se referă la suspensie, la lichid, la solid, la aparatul de separare şi la operaţia propriu-zisă. Factorii principali referitori la **suspensie** sunt următorii:

- **concentraţia suspesiei**: mai dificil sedimentează cele concentrate, cu particule floconoase şi polidisperse, fenomenul urmează legi specifice de sedimentare, care trebuie cuantificate;
- **vârsta suspensiei**: cu cât vârsta este mai mare sedimentarea are loc mai uşor, fenomenul se datorează unor fenomene de interfaţă, procese de adsorbţie a unor ioni, molecule sau alte particule încărcate electric la suprafaţa solidului şi procesului de aglomerare a particulelor solide între ele;
- **cantitatea de suspensie** recomandă utilizarea unui proces continuu sau discontinuu, a unui tip sau altul de aparat;
- **modul de obţinere** a suspensiei: cele rezultate în urma unor reacţii chimice sedimentează mai greu decât cele obţinute pe cale mecanică, fenomenul se datorează spectrului granulometric şi dimensiunilor particulelor generate şi caracteristicilor fizico-chimice a lichidului.

Lichidul de dispersie influenţează separarea astfel:

- prin **densitate**: cu cât densitatea lichidului este mai diferită de cea a solidului sedimentarea are loc mai uşor;
- prin **viscozitate**: cu cât este mai mică sedimentarea are loc mai uşor şi mai rapid;
- prin **concentraţia de ioni**: aceştia se adsorb la interfaţa solid-lichid şi pot genera fie aglomerarea solidului, fie redispersarea lui;
- prin **concentraţia de materiale tensioactive**: acestea în raport cu structura lor pot menţine în suspensie solidul sau pot flocula particulele fine.

Solidul inflenţează sedimentarea suspensiilor:

- prin **densitate**: cu cât densitatea solidului este mai diferită de cea a lichidului sedimentarea are loc mai uşor;
- prin **diametrul particulelor**: particulele mari sedimentează uşor şi mai rapid, iar cele mici mai încet.
- prin **spectrul granulometric**:
  a) particulele **monodisperse** sedimentează mai rapid decât cele polidisperse şi după o fenomenologie caracteristică, formează un sediment compact şi greu redispersabil, iar lichidul este limpede şi clar;
  b) particulele **polidisperse** generează un sediment uşor redispersabil, limita de separare dintre nămol şi lichid este incertă, lichidul este opalescent sau tulbure şi greu de separat de nămol;
- prin **structura şi textura** sa: particulele poroase, fibroase şi afânate sedimentează mai greu decât cele compacte;
- prin **forma geometrică**: particulele granulare cubice sau sferice sedimentează mai uşor decât cele aciculare, lamelare sau floconoase.

Ca **operaţie** sedimentarea este influenţată de viteza de sedimentare necesară sau de timpul de proces impus, mărimea particulelor fiind dependentă de operaţiile tehnologice din amonte. În mod practic, viteza de depunere se determină prin ridicarea experimentală a curbei de sedimentare, o reprezentare a înălţimii stratului de limpede în timp, Fig. 5.1. Ea este singura în măsură să precizeze exact caracteristicile, comportarea suspensiei şi să ofere timpul real de separare în condiţiile concrete.

Tipul de decantor utilizat, forma sa constructivă, materialul de construcţie, influenţează eficienţa decantorului şi timpul de staţionare a amestecului, dar nu există o formă sau tip optim de decantor, fiecare aparat depinde de natura amestecului, de specificul operaţiei şi modul său de operare.

Tipul procesului global de separare: continuu sau discontinuu, modul de îndepartare a limpedelui sau a nămolului: continuu; discontinuu, prin procedee mecanice sau hidraulice sunt criterii ce pot influenţa modul de conducere a operaţiei şi de alegere a aparaturii.

Proprietăţile fizice ale suspensiilor

Densitatea unei suspensii se poate calcula cu relaţia:

$$\frac{1}{\rho_{susp}} = \frac{1-x}{\rho_l} + \frac{x}{\rho_s}, \quad \text{sau} \quad \rho_{\text{susp}} = \frac{\rho_l \cdot (1+n) \cdot \rho_s}{\rho_l + n \cdot \rho_s},$$

în care: ρ_{susp} este densitatea amestecului, suspensiei, [Kg/m^3];

ρ_l este densitatea lichidului, [Kg/m^3];
ρ_s este densitatea solidului, [Kg/m^3];
x este fracţia masică a solidului din amestec, [% de masă];
n este masa fazei lichide din suspensie raportată la unitatea de masa a fazei solide, (lichid: solid=$1/n$).

Viscozitatea suspensiilor diluate, sub 10 [% volumice] de solid se calculează cu formula:

$$\eta_{\text{susp}} = \eta_l \cdot (1 + 2{,}5 \cdot \varphi),$$

iar viscozitatea suspensiilor cu concentraţia între 10 şi 30 [% volumice] cu relaţia:

$$\eta_{\text{susp}} = \eta_l \cdot \frac{0{,}59}{(0{,}77 - \varphi)^2},$$

în care: η_{susp} este viscozitatea amestecului, suspensiei, [Pa · s];
η_l este viscozitatea lichidului, [Pa · s];
φ este concentraţia volumică a solidului din amestec, [% volumice].

Fenomenologia decantării

Sedimentarea suspensiilor **monodisperse** decurge după următoarea fenomenologie: datorită diametrului identic sau foarte apropiat deci a greutăţii aproape identice, particulele sedimentează practic cu aceeaşi viteză, iar în stratul de lichid apar trei straturi distincte, Fig. 4.1.:

a) un strat de lichid **limpede** la partea superioară, strat cu tendinţă de creştere continuă, strat separat net de partea de suspensie ce are aceeaşi concentraţie cu a amestecului iniţial;

b) un strat de **suspensie** ce are aceeaşi concentraţie cu a amestecului iniţial, strat cu tendinţă de scădere în înălţime în timpul procesului de separare;

c) un strat de **solid** la partea inferioară, strat cu tendinţă de creştere continuă în timp.

În timpul procesului de separare există o interfaţă relativ netedă de separare atât între limpede şi suspensie cât şi între solid şi suspensie, stratul de suspensie micşorându-se continuu în favoarea celorlalte două. În finalul procesului vor exista doar straturile de sediment şi de limpede. Limpedele se poate decanta uşor, nămolul fiind compact, relativ greu redispersabil şi conţinând foarte puţin lichid între particulele solide.

Suspensiile **polidisperse** prezintă spectre granulometrice specifice şi sedimentează într-un mod diferit, vitezele de sedimentare ale diverselor particule fiind dependente de mărimea, (greutatea) acestora. Particulele mari sedimentează mai repede şi ajung primele la fundul vasului, antrenând sau deranjând căderea liberă a particulelor cu diametre mai mici. Celelalte particule solide au timpi de sedimentare din ce în ce mai mari, invers proporţionali cu dimensiunea lor şi se aşează peste particulele deja depuse. Nămolul format este astfel structurat în raport cu dimensiunea particulelor, cele mari la baza stratului şi celelalte în ordine descrescătoare, iar la interfaţa solid-lichid există o zonă de solid îngroşat, îmbibat cu o cantitate mare de lichid, astfel că nu există o delimitare clară între nămol şi lichid. O delimitare netă poate apare doar după un timp foarte lung de sedimentare, de ordinul zilelor, atunci când lichidul este eliminat dintre particulele fine de solid prin compactarea naturală a acestora. Nămolul astfel structurat este foarte uşor redispersabil, separarea limpedelui trebuind efectuată fără a genera curenţi în masa de lichid care pot reantrena solidul.

În masa lichidă se pot distinge de sus în jos, zone caracterizate prin aspectul lor diferit, aspect care provine de la procesele specifice derulate în acele porţiuni de suspensie, cum se arată în Fig. 4.1.

În partea superioară se găseşte **zona de** lichid **„limpede”**, (I), porţiune în care particulele solide sunt foarte mici, greu vizibile cu ochiul liber, ceea ce dă impresia de lichid clar şi transparent;

Urmează o **zonă de sedimentare liberă**, (II), porţiune cu o concentraţie foarte redusă în solid, domeniu în care particulele sedimentează independent, fără să se stânjenească una pe cealaltă. Concentraţia particulelor solide este mai mare în partea inferioară a acestei zone, dar limita faţă de zona anterioară şi următoarea nu este întotdeauna netă şi paralelă cu suprafaţa liberă a amestecului.

Odată cu creşterea concentraţiei solidului, apar interacţiuni între particule, sedimentarea acestora fiind influenţată de aglomerarea acestora şi de frecarea dintre agregate şi lichid. Creşterea dimensi–unilor particulelor duce la mărirea vitezei de sedimentare şi la antrenarea particulelor mai mici sau a celor care se află pe traiectoria lor de coborâre. Această porţiune se numeşte **zona de sedimentare în masă**, (III).

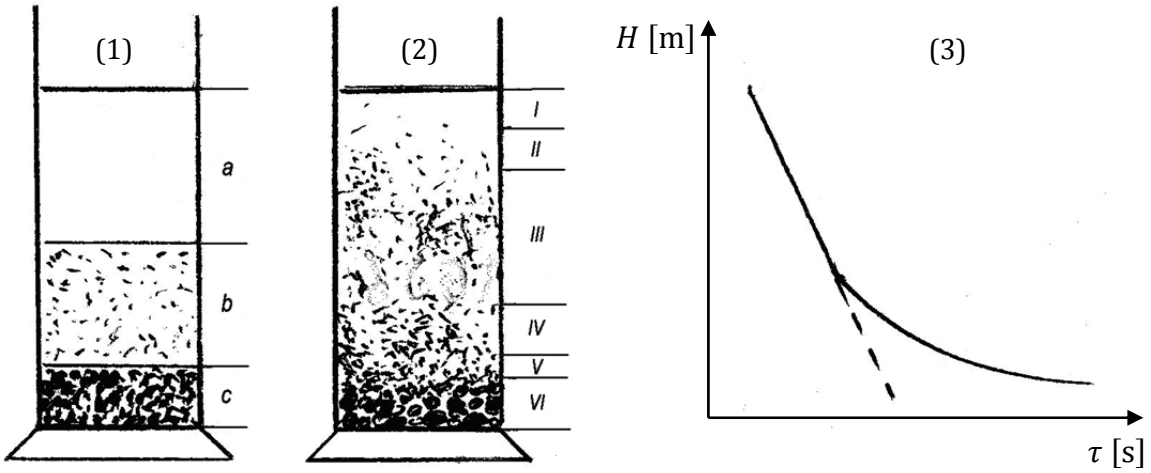


Fig. 4.1. Sedimentarea particulelor mono şi polidisperse. Diagrama de sedimentare.

Mărimea ei depinde de concentraţia şi proprietăţile solidului, dar şi de concentraţia şi natura ionilor sau a substanţelor tensoiactive din lichid. Zona de sedimentare în masă se recunoaşte printr-o circulaţie vizibilă a aglomeratelor de particule atât în sens ascendent, cât şi în sens descendent. Agregatele mari de particule se acumulează în partea inferioară a zonei de sedimenatare în masă generând o creştere a concentraţiei solidului, fapt care generează interacţiuni şi mai puternice între particule, adică alipirea lor şi eliminarea lichidului dintre ele. Acest fenomen este mai greu de observat cu ochiul liber, fiind un proces mai lent. Aspectul acestei zone este de amestec omogen, în care nu există o deplasare aparent vizibilă a materialelor. Urmarea acestui fapt este formarea unui strat de suspensie îngroşată care tinde spre o separare mai avansată a solidului de lichid. Porţiunea aceasta de suspensie a primit denumirea de **zonă de tranziţie**, (IV), deoarece procesul de concentrare a particulelor solide început în zona de sedimentare în masă continuă aici pentru a se desăvârşi în **zona de tasare, (de compactare), (**V), a nămolului, porţiune în care lichidul este eliminat în proporţie din ce în ce mai mare dintre particulele de nămol. Această zonă se caracterizează prin concentraţia mare de solid, materialul având aspectul unui nămol fluid. Limita dintre zona de tasare şi **zona de nămol, (**VI), nu este bine stabilită, deoarece solidul devine din ce în ce mai sărac în lichid simultan cu creşterea adâncimii de referinţă.

Relaţia de calcul pentru sedimentarea unei particule sferice individuale care se deplasează singură într-un fluid infinit şi imobil se obţine prin compararea forţei arhimedice, F_{ar} cu cea de frecare F_f, [12–15]. Dacă forţele sunt inegale particula se deplasează în sensul forţei majore, la echilibru particula rămâne imobilă, adică:

$$F_{ar} = F_f \,. \tag{1}$$

Explicitând cele două mărimi în termeni matematici se obţin egalităţile:

$$F_{ar} = V_p \cdot \Delta\rho \cdot g, \quad F_f = \zeta \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2} \cdot A, \tag{2}$$

$$\frac{\pi \cdot d_p^3}{6} \cdot (\rho_s - \rho_l) \cdot g = \zeta \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2} \cdot \frac{\pi \cdot d_p^2}{4}, \tag{3}$$

în care: V_p este volumul particulei, [m^3];

A este aria, (suprafaţa), particulei perpendiculară pe direcţia de deplasare, [m^2];

$\Delta\rho$ este diferenţa dintre densitatea particulei, ρ_s şi a fluidului, ρ_l, [Kg/m^3];

g este acceleraţia gravitaţională, 9,81 [m/s^2];

ζ este coeficientul de rezistenţă la înaintare, [-];

w este viteza de deplasare a particulei, [m/s].

Din relaţia (3) se poate explicita viteza particulei:

$$w = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot d_p \cdot \Delta\rho}{3 \cdot \zeta \cdot \rho_l}}. \tag{4}$$

Coeficientul de frecare a particulei solide cu fluidul este o mărime similară celui de la contactul lichid, (fluid)-conducte, astfel că valoarea sa numerică depinde de geometria sistemului şi de viteză, adică de regimul de curgere. Datele teoretice şi practice au consfinţit următoarele domenii de sedimentare şi valori ale coeficientului de frecare:

- domeniul Stockes sau laminar pentru: $0 \leq Re \leq 2; \quad \zeta = 24/Re;$
- domeniul Allen sau intermediar: $2 \leq Re \leq 500; \zeta = 18{,}5/Re^{3/5}$
- domeniul Newton sau turbulent: $500 \leq Re \leq 150\,000; \ \zeta = 0{,}44.$

Reprezentarea grafică a acestor dependenţe pentru unele particule este redată în Fig. 5.2. Prin transformări matematice şi anume ridicarea la patrat a relaţiei (4) se obţine:

$$w^2 = \frac{4 \cdot g \cdot d_p \cdot \Delta\rho}{3 \cdot \zeta \cdot \rho_l}, \tag{5}$$

şi mai departe, înlocuind expresia vitezei cu cea exprimată de cifra Reynolds:

$$Re = \frac{w \cdot d_p \cdot \rho_l}{\eta_l}, \tag{6}$$

rezultă relaţia dintre viteza de sedimentare şi diametrul particulelor:

$$Re^2 = \left(\frac{w \cdot d_p \cdot \rho_l}{\eta}\right)^2 = \frac{4 \cdot d_p^3 \cdot \Delta\rho \cdot g \cdot \rho_l}{3 \cdot \zeta \cdot \eta_l^2} = \frac{4}{3} \cdot \frac{1}{\zeta} \cdot Ar\,, \tag{7}$$

în care raportul $Ar = \frac{d_p^3 \cdot \Delta\rho \cdot g \cdot \rho_l}{\eta_l^2}$ este criteriul Arhimede.

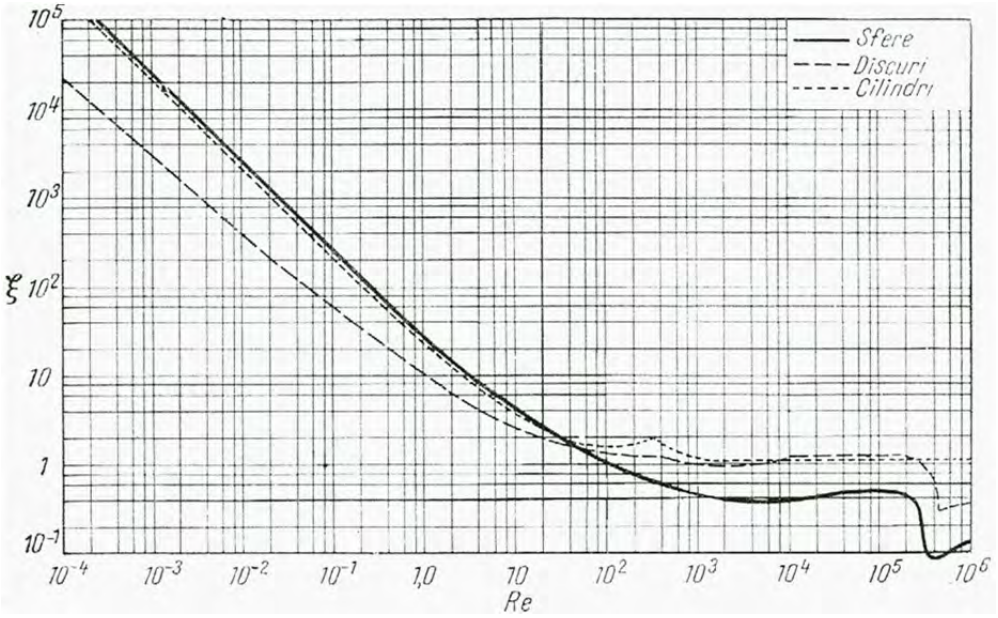


Fig. 4.2. Variaţia coeficientului de frecare ale particulelor la sedimentare [1–3].

În aceste condiţii se pot găsi expresiile care descriu relaţia dintre viteza de sedimentare, diametrul particulelor şi caracteristicile sistemului, înlocuind valorile coeficientului de frecare în relaţiile corespunzătoare:

- pentru domeniul Stockes sau laminar: $Re = Ar/18$; (8)
- pentru domeniul Allen sau intermediar: $Re^{7/5} = 0{,}072 \cdot Ar$; (9)
- pentru domeniul Newton sau turbulent: $Re^2 = 3{,}03 \cdot Ar$. (10)

Ţinînd seama că particulele pot avea şi alte forme decât cea sferică, adică se modifică mişcarea particulei individuale în fluid şi totodată coeficientul de frecare dintre ea şi mediul înconjurător, s-au construit diagrame specifice, vezi Fig. 4.3., mai comode şi uneori mai utile de folosit pentru calculele tehnice. Tot pentru comoditatea de calcul şi interpretare a mărimilor ce influenţează sedimentarea s-a introdus criteriul Liascenko, Li, definit prin relaţiile:

$$Li = \frac{Re^3}{Ar}, \quad Li = \frac{w_{sed}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_l \cdot \Delta\rho \cdot g}. \tag{11}$$

Acest criteriu de similitudine face legătura directă între viteza de sedimentare şi diametrul particulei indiferent de regimul de sedimentare sau forma particulei.

Pentru particulele fine, cu diametru mic, se poate considera că sedimentarea acestora este în regim laminar, Stockes, cu verificarea ulterioară a regimului de curgere. În acest caz, se poate utiliza relaţia Stockes, identică cu cea prezentată mai sus, dar dedusă din alte considerente.

$$w_{sed} = \frac{1}{18} \cdot \frac{d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_e) \cdot g}{\eta}, \text{ valabilă pentru } 0 < Re \leq 2;\ Re = \frac{w_{sed} \cdot d_p \cdot \rho_e}{\eta_e}, \tag{12},$$

în care: d_p este diametrul particulelor, [m]; ρ_p este densitatea particulelor, [Kg/m^3];
ρ_l este densitatea lichidului, [Kg/m^3]; η_l este viscozitatea a lichidului, [Pa s];
g este acceleraţia gravitaţională, [m/s^2].

Viteza de sedimentare este importantă pentru calculul decantoarelor, acest calcul are drept obiect fie stabilirea diametrului particulelor care scapă din decantor, fie calculul suprafeţei decantorului. Problematica este simplă, deoarece se cunoaşte debitul de apă care trebuie epurată:

$$Q_V = \frac{A \cdot H}{\tau} = \left[\frac{\mathrm{m}^3}{\mathrm{s}}\right], \text{ sau } \quad \tau_{sed.} = \frac{H}{w_{sed.}}, \quad Q_V = \frac{A \cdot H}{\frac{H}{w_{sed.}}} = A \cdot w_{sed.}, \tag{13}$$

unde: Q_V este debitul de suspensie, [m^3/s]; H este înălţimea stratului de limpede, [m];
A este suprafaţa de decantare, [m^2]; τ este timpul de sedimentare, [s].

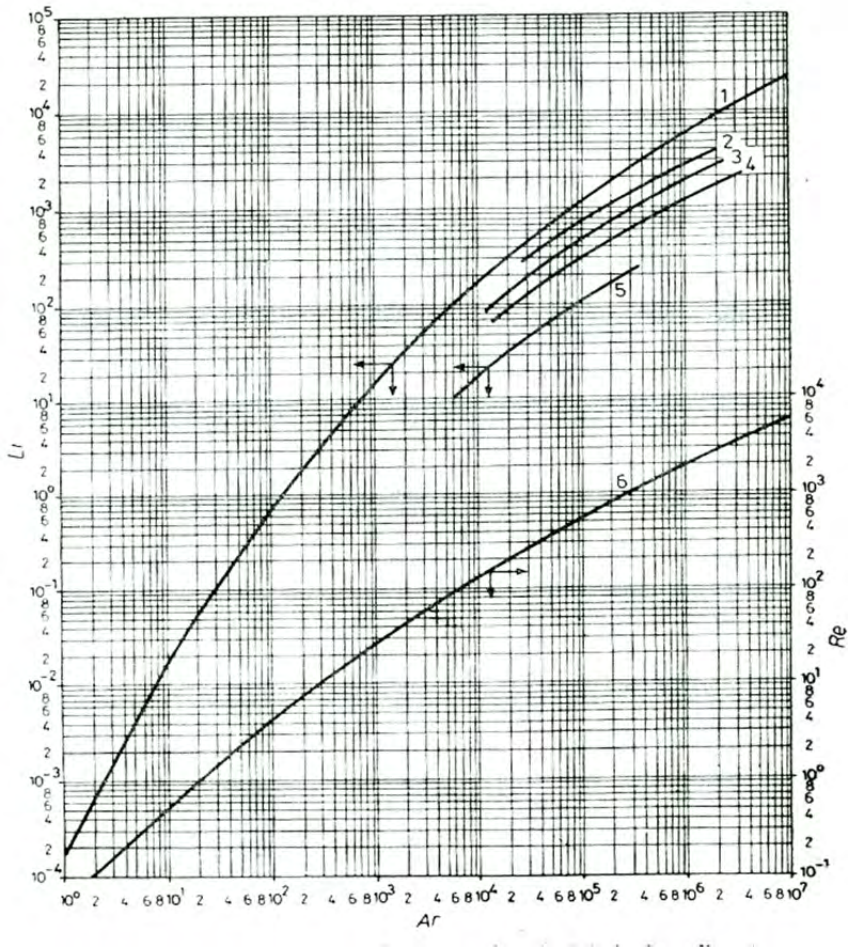


Fig. 4.3. Diagrama de sedimentare a particulelor solide, [5]

Se remarcă faptul că debitul de limpede nu depinde de înălţimea stratului de lichid, ci doar de suprafaţa aparatului şi viteza de sedimentare a particulei. Aşadar decantoarele trebuie să aibă suprafaţă mare şi pe cât posibil să se influenţeze viteza de sedimentare în vederea creşterii acesteia. Din acest motiv decantoarele sunt mai eficiente vara, când viscozitatea lichidului este mai redusă decât iarna, coagularea particulelor favorizând eficienţa prin creşterea diametrului particulelor care vor sedimenta mai uşor. Pentru calculele de predimensionare şi orientative ale decantoarelor sau camerelor de desprăfuire se poate utiliza relaţia de calcul: $A = Q_V / w'_{sed}$; unde Q_V este debitul volumic de suspensie care trece paralel cu suprafaţa de depunere, [m^3/s], iar w'_{sed} este viteza de calcul a particulei care sedimentează, [m/s]. Această viteză este cea determinată experimental pentru condiţiile practice de sedimentare din aparatul respectiv. Pentru calcule orientative, ţinând seama de condiţiile reale de sedimentare faţă de cele teoretice: forma şi proprietăţile fizico-chimice reale ale particulelor, formarea flocoanelor, sedimentarea frânată şi colectivă, deplasarea fluidului şi apariţia curenţilor convectivi, tasarea materialului şi lipsa unei linii nete de demarcaţie între zonele de sedimentare, se recomandă utilizarea valorii vitezei de sedimentare înjumătăţite faţă de cea teoretică:

$$w_{sed} = 0{,}5 \cdot w_{sed}\,, \tag{14}$$

În cazul decantoarelor cu funcţionare continuă, din bilanţul de materiale al aparatului se deduc relaţiile:

$$A = \frac{G_i\left(1 - \frac{c_i}{c_f}\right)}{\rho \cdot w'_{sed}}\text{, respectiv} \quad A = \frac{V_0 \cdot \left(x_f - x_i\right)}{w'_{sed} \cdot x_i}, \tag{15}$$

unde: G_i este debitul masic de suspensie iniţială, [kg/s];
c_i, c_f sunt concentraţiile iniţiale şi finale a suspensiei respectiv a nămolului, [kg/kg];
ρ este densitatea fluidului curat, [Kg/m^3];
V_0 este debitul volumic al fazei fluide din suspensia iniţială, [m^3/s];
x_i, x_f sunt concentraţiiile masice ale suspensiei iniţiale, respectiv a nămolului, [kg/kg].

Pentru îmbunătăţirea proceselor de sedimentare, adică pentru formarea unui precipitat cu diametru mare şi compact, (densitate mare), altfel spus pentru creşterea vitezei de sedimentare, în practică se utilizează aditivi numiţi **coagulanţi** şi **floculanţi**.

Coagulanţii sunt materiale ionice puternic disociate care prin adsorbţie la interfaţa solid-lichid modifică încărcarea electrostatică a suprafeţelor particulelor solide din suspensie. Prin atracţia particulelor cu încărcare de semn opus apar particule mai mari şi compacte, relativ greu de redispersat prin agitare. Se utilizează curent: $Al\,Cl_3$, $Al_2(SO_4)_3$, $Ca(OH)_2$ pentru apele supuse procesului de potabilizare şi $Fe\,Cl_3$, $Fe_{2(SO_4)_3}$, $Ca(OH)_2$ pentru tratarea apelor reziduale.

Floculanţii sunt materiale cu masă moleculară ridicată care prin adsorbţie fizică adună particulele foarte mici într-un ghem, (flocon). Aceste flocoane pot creşte şi se pot compacta colectând particulele foarte fine de aceeaşi natură. Ele sunt uşor de spart, (redispersat) prin agitare intensă. Se utilizează polimeri solubili în apă din clasa poliacrilamidelor, alcoolului polivinilic, poliaminelor, clorurilor de dialil-dimetil-amoniu, polivinil pirolidonelor.

Concentraţiile finale de aditivi în materialul tratat sunt relativ mici, 0,00001–0,001 %, dar având în vedere cantitatea mare de apă tratată, costurile pot fi ridicate.

Tipuri de decantoare utilizate în tehnica de depoluare

Drept **decantoare discontinue,** Fig. 4.4, pot fi utilizate orice tip de recipient de stocare a suspensiei. Limpedele se poate evacua periodic, printr-un sistem tip „sifon", pentru a permite adausul unei cantităţi noi de suspensie. Sedimentul se îndepărtează periodic, după acumularea unei cantităţi care să justifice operaţia. Avantajele acestora sunt preţul redus, adaptabilitatea la necesităţile de lucru, comoditatea de operare, eficienţa este dependentă doar de timpul de staţionare, nu necesită personal sau aparatură de supraveghere şi control al procesului.

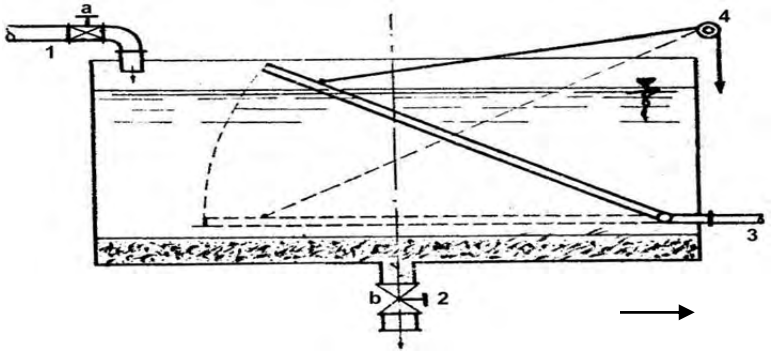


Fig. 4.4. Decantor discontinuu, [2]
1 – intrare suspensie; 2 – evacuare nămol; 3 – evacuare limpede; 4 – scripete pentru sifonul basculant
a – robinet, b – robinet vană

Dezavantajele lor sunt capacităţi limitate de lucru, nămolul trebuie îndepărtat manual, sunt de pre–ferate pentru cantităţi mici de suspensii, cu conţinut foarte mic în solide, sau pentru procese dis–con–tinue. Se poate adapta recipientul pentru o funcţionare mai comodă prin introducerea unui sifon mobil.

Decantorul rectangular, (longitudinal), continuu, Fig. 4.5., are în componenţă o serie de spaţii construite special pentru creşterea eficienţei separării. Astfel, există un spaţiu de de intrare a suspensiei, 2, având rolul de distribui lichidul cât mai uniform pe lăţimea bazinului şi de a micşora turbulenţa masei de lichid. De asemenea, aici sedimentează particulele foarte mari sau mult mai grele şi sunt reţinute corpurile plutitoare. Alimentarea prin deversor înnecat, 3, uşurează separarea peliculelor de ulei şi dirijează fluxul de suspensie înspre partea activă a decantorului. Camera de sedimentare are fundul înclinat, astfel că particulele care sunt transportate atât de-a lungul aparaturii de către curentul de lichid cât şi înspre fundul dispozitivului sub influenţa forţei gravitaţionale şi au o traiectorie parabolică de la intrare spre partea de evacuare să poată fi dirijate comod spre partea de evacuare a nămolului. Particulele se distribuie după mărime, cele mari căzând mai aproape de gura de intrare, iar cele mici înspre gura de ieşire. Structurarea nămolului ajută la evacuarea sa fără redispersare importantă. Nămolul acumulat este îndepărtat periodic de către un dispozitiv raclor, 7, care răzuieşte fundul bazinului şi care se deplasează pe nişte şine laterale. Nămolul acumulat la fundul bazinului, 6, este evacuat fie cu o pompă prin aspiraţie, fie este evacuat gravitaţional prin antrenarea de către masa de lichid prin deschiderea robinetului de fund. Între camera de sedimentare şi cea de evacuare se plasează un dispozitiv separator, 4. Camera de ieşire a limpedelui, 5, are rolul de a colecta, dirija şi transporta lichidul înspre avalul instalaţiei.

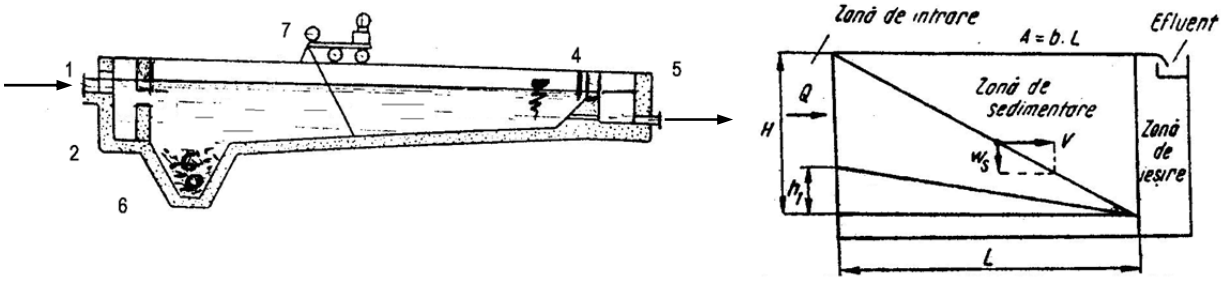


Fig. 4.5. Decantor longitudinal şi schema de calcul [7]
Q – debitul volumic, [m^3/s], H – înălţimea totală a lichidului, [m], h_1 – înălţimea de lucru, [m], L – lungimea, [m], b – lăţimea, [m], v – viteza de trecere, [m/s], w_s – viteza se sedimentare, [m/s].

Aparatul fiind cu funcţionare continuă pentru lichid, are eficienţă ridicată şi poate fi proiectat atât pentru capacităţi mici cât şi pentru capacităţi medii. Timpul relativ lung de staţionare conduce la o separare bună a solidului. Forma înclinată a fundului permite structurarea nămolului după dimen–siunile particulelor, adică nămolul se manevrează uşor. Dezavantajele construcţiei sunt: acţiunea periodică şi costisitoare a sistemului de raclare, suprafeţe de teren relativ mari necesare pentru capacităţi de producţie mari şi foarte mari.

Decantorul circular conic sau Dorr Oliver, Fig. 5.6.**,** elimină o serie de dezavantaje ale aparatelor de sedimentare anterioare, păstrând avantajele principale şi majore: eficienţă bună la capacităţi mari şi foarte mari de operare, eficienţă constantă la variaţii de debit importante, o bună utilizare a terenului, îndepărtare continuă a nămolului. Suspensia este alimentată prin căminul 3, care are legătură cu pilonul central 1, apoi este dispersată circular, pe lungimea razei decantorului, astfel încât viteza de curgere a apei este mai mare în centru şi mai redusă la margine. Distribuirea vitezelor în decantor conduce la structurarea nămolului. Îndepărtarea acestuia se face cu racloare fixate pe un pod, 4, care se roteşte sprijinit pe pilonul central şi pe o şină periferică, podul fiind utilizat şi drept cale de acces la pilon, unde sunt plasate sistemele de alimentare cu suspensie, de evacuare a nămolului şi sistemele auxiliare de operare. Prin mişcarea de rotaţie lentă a braţului şi a racloarelor, nămolul este îndepărtat continuu înspre gura de evacuare, 5, fără a se creea turbulenţă suplimentară în masa de amestec. Limpedele este colectat de un jgheab circular, 2 şi apoi este evacuat lateral, 6.

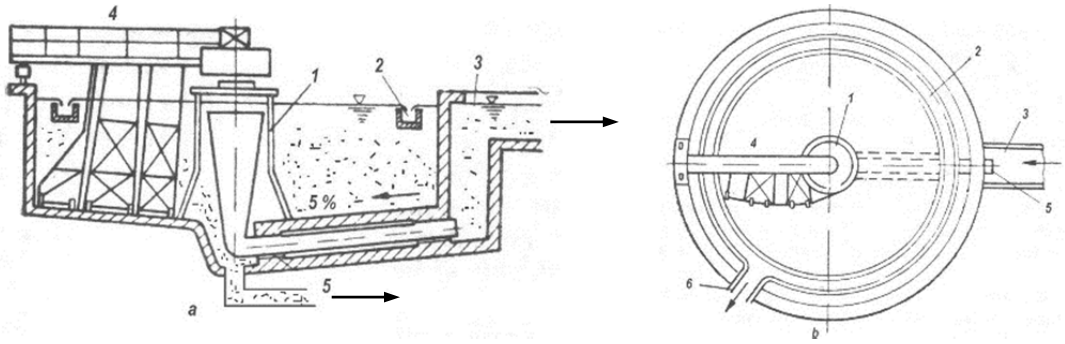


Fig. 4.6. Decantor circular [7]: a) secţiune axială, b) vedere de sus

Păstrând ideile constructive care avantajează sedimentarea, s-au conceput structuri bazate pe principiile de intensificare a proceselor de transfer şi transport. Schemele şi principiile de funcţionare a acestora sunt prezentate în Fig. 4.7. – Fig. 4.10. Se remarcă utilizarea măririi timpului de staţionare a materialului în aparat, circulaţia în contracurent, compactarea construcţiei şi divizarea spaţiului de sedimentare pentru reducerea înălţimii active.

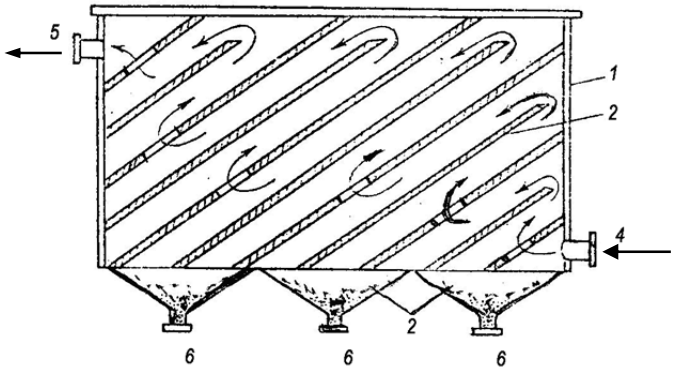


Fig. 4.7. Decantor cu plăci înclinate [2]
1 – corp, 2 – placă înclinată perforată,
3 – tremie de colectare, 4 – suspensie,
5 – limpede, 6 – nămol

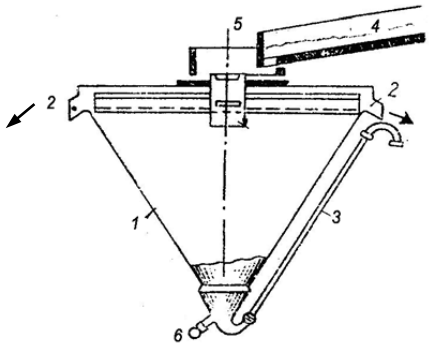


Fig. 4.8. Decantor conic discontinuu [7]
1 – corp, 2 – limpede, 3 – sifon mobil,
4 – suspensie, 5 – distribuitor,
6 – apă de spălare

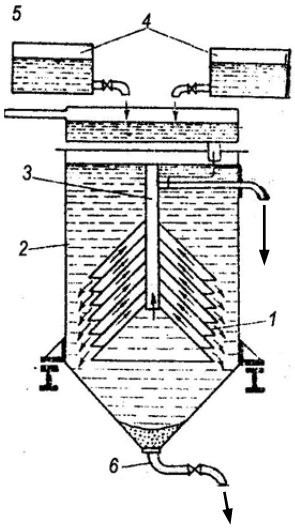


Fig. 4.9. Decantor cu conuri suprapuse [2, 8]
1 – conuri perforate, 2 – corp,
3 – conductă colectoare limpede,
4 – vase cu reactivi, 5 – evacuare nămol

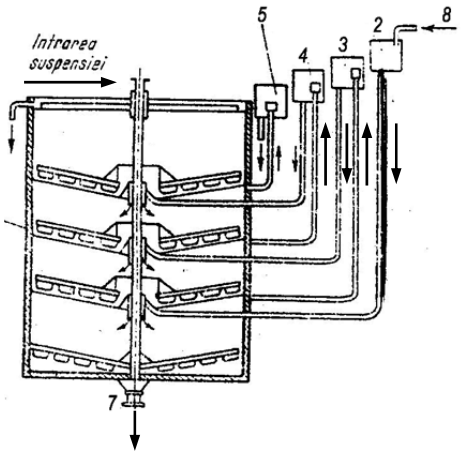


Fig. 4.10. Decantoare circulare suprapuse [2, 8]
1 – corp, 2, 3, 4, 5 – vase de stocare,
6 – ieşire limpede, 7 – evacuare şlam,
8 – apă de spălare

În ideea creşterii eficacităţii aparatelor, s-au imaginat şi construit dispozitive care suprapun şi înglobează mai multe fenomene fizico-chimice în cadrul unui singur aparat. Astfel, în cadrul decantoarelor s-au plasat spaţii destinate floculării, coagulării sau aglomerării suspensiilor, procese care uşurează decantarea amestecurilor. În aceste spaţii suspensia brută se tratează cu agenţi chimici pentru grăbirea floculării, aglomerării sau coagulării, apoi suspensia pretratată intră în spaţiul de decantare.

În Fig. 4.11. este prezentată schema unui decantor conic prevăzut cu spaţiu de floculare, (3), aranjat între gura de intrare a suspensiei, (1) şi spaţiul conic de decantare.

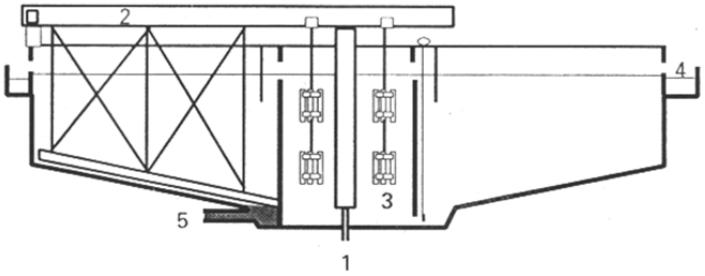


Fig. 4.11. Decantor circular cu cameră de floculare
1 – intrarea apei brute; 2 – pod raclor pentru sediment; 3 – cameră de floculare;
4 – jgheab circular de colectare a limpedelui; 5 – evacuarea nămolului

În Fig. 4.12. este prezentată schema unui decantor longitudinal prevăzut cu spaţiu de floculare, (2), aranjat între gura de intrare a suspensiei, (1) şi spaţiul de decantare, (5).

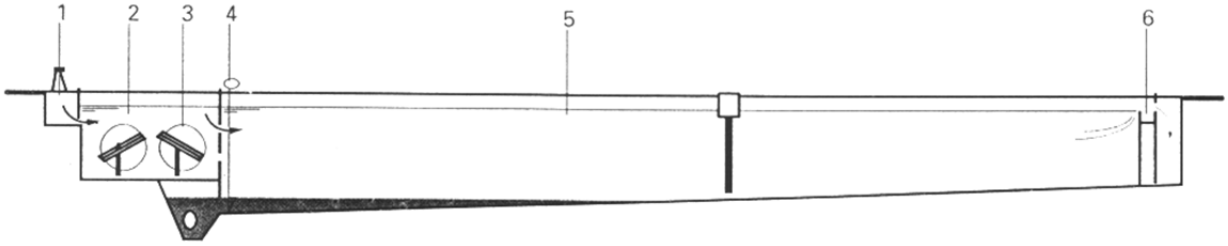


Fig. 4.12. Decantor longitudinal cu cameră de floculare
1 – intrarea apei brute; 2 – cameră de floculare; 3 – omogenizator;
4 – evacuarea nămolului; 5 – spaţiu de decantare; 6 – jgheab de colectare a limpedelui

Compactarea utilajelor poate creşte prin mărirea intensităţii operaţiilor derulate în acestea. Un exemplu îl constituie înlănţuirea operaţiilor de coagulare, amestecare, neutralizare, omogenizare, coagulare, barbotarea aerului, flotaţia apoi spumarea şi decantarea solidelor grele. În Fig. 4.13. este prezentată schiţa unei asemenea instalaţii.

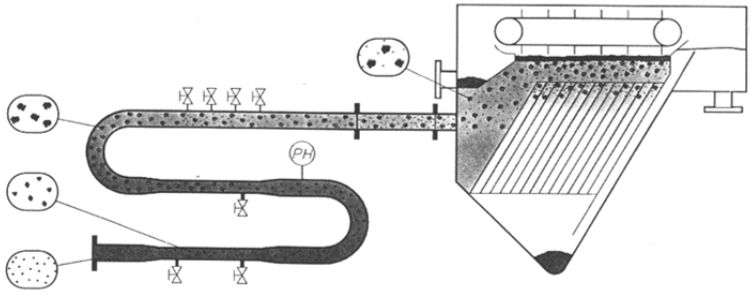


Fig. 4.13. Instalaţia de tratare complexă a suspensiilor
1 – intrarea apei brute; 2 -adaus de coagulant; 3 – zonă de amestecare; 4 – adaus de agenţi de neutralizare;
5 – verificarea pH-ului; 6 – zonă de omogenizare şi coagulare; 6 – distribuitor de aer; 7 – zonă de spumare;
8 – decantor cu plăci înclinate; 9 – dispozitiv de colectare a spumei; 10 – jgheab de colectare a spumei;
11- jgheab de colectare a limpedelui; 12 – evacuarea nămolului

De asemenea se pot prezenta aparate ce combină procesele primare discutate ca sisteme singulare anterior cu altele, care în final să confere fluxului de efluent o calitate superioară.

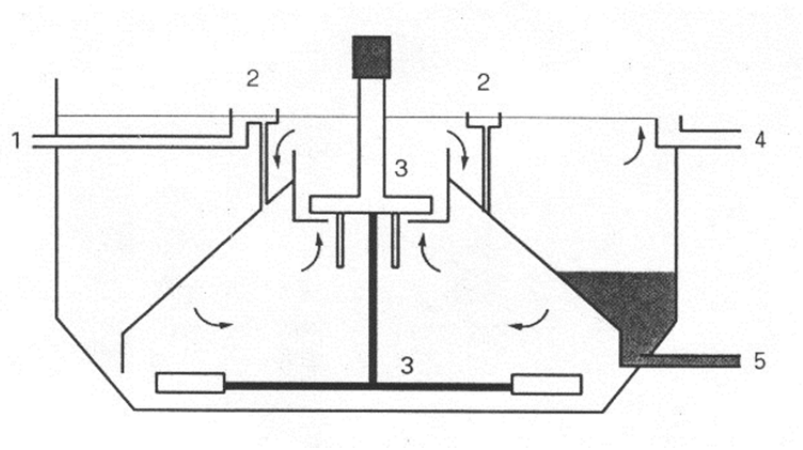


Fig. 4.14. Decantor cu sistem de recirculare a nămolului
1 – intrare apă brută; 2 – canal de distribuție; 3 – amestecător pentru recircularea nămolului;
4 – ieşire apă limpede; 5 – ieşire nămol

5. Epurarea gazelor și a aerului de particule solide

Datorită multitudinii de amestecuri solid-fluid, reprezentate prin caracteristicile fizico-chimice specifice, există o diversitate de amestecuri solid-fluid, care sunt de obicei definite empiric, ale căror denumire, separare și importanță pot fi în general prezentate după diagrama din Fig. 5.1.

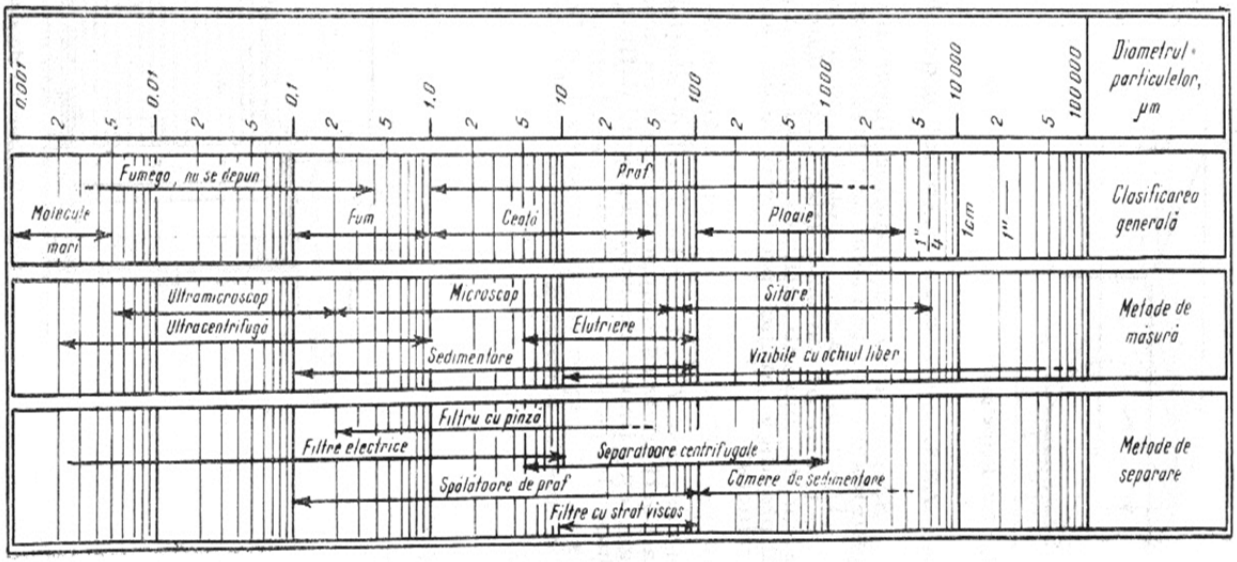


Fig. 5.1. Clasificarea sistemelor heterogene [8]

Din acest motiv s-au dezvoltat o varietate de dispozitive de epurare ce pot funcționa pentru diverse tipuri de materiale, la temperaturi, condiții și eficiențe de separare diferite. Pentru corelarea valorilor de operare se pot utiliza diferite diagrame, acestea fiind ridicate după datele experimentale colectate de-a lungul timpului de pe instalații industriale sau la scară pilot. Diagrama Sylvan, Fig. 5.2., corelează concentrația finală a suspensiei cu dimensiunile particulelor, indicând totodată și aparatele recomandate pentru realizarea separării. Relația costuri-eficiența de separare indicată în Fig. 5.3. poate ajuta la optimizarea alegerii aparaturii, mai ales în cazurile în care sunt posibil a fi utilizate mai multe tipuri de aparate, pentru a atinge aceleași performanțe: concentrație finală sau diametru al particulei.

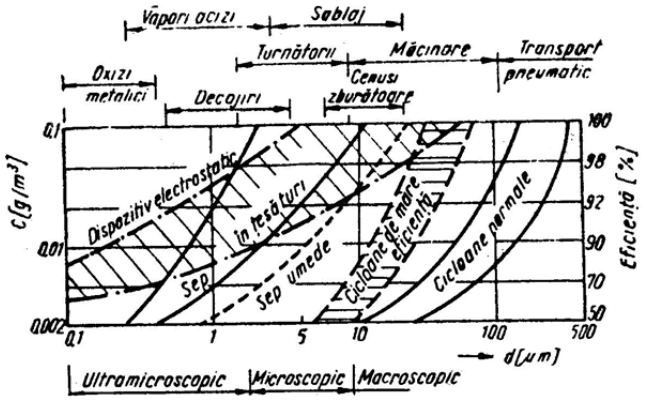


Fig. 5.2. Diagrama Sylvan [7]
-.-.-.-. precipitatoare electrostatice;
------- filtre uscate cu țesături;
. . . . . filtre umede

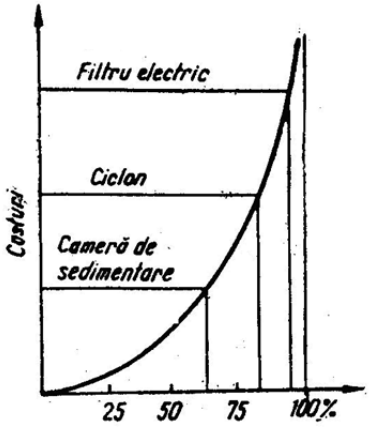


Fig. 5.3. Relația costuri–eficiență [7]

Se mai pot utiliza în scop de orientare diagrama impact-difuzie, (diagrama Boucher, Fig. 5.4.) sau tabelul ce orientează modalităţile de separare a amestecurilor gaz–solid.

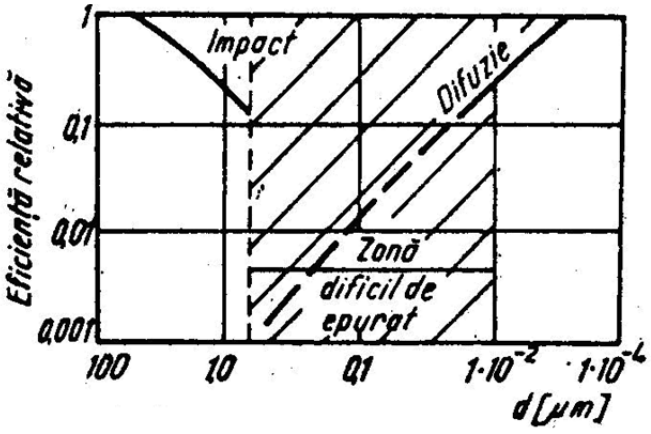


Fig. 5.4. Diagrama Boucher [7]

Tab. 5.1. Modalităţi orientative de alegere a separatoarelor gaz-solid, [7, 32]

Tip separator	Diametrul min al particulei [μm]
gravitaţional	200
inerţial	50–150
ciclon mare	40–60
ciclon mic	20–30
ciclon f mic	10–15
filtru uscat	0,5
electrostatic	0,01–1

Separatoarele cu impact utilizează energia cinetică a particulei transportată de gaz. Prin introducerea în curentul de gaz a unor obstacole, particulele solide se ciocnesc de acestea şi prin pierderea energiei cinetice îşi schimbă direcţia faţă de cea a curentului de gaz, depunându-se la baza aparatului. Construcţia acestora este foarte simplă, nu au piese în mişcare, au posibilitatea de a opera la temperaturi ridicate, pierderea de presiune este foarte redusă, însă eficienţa de separare depinde mult de viteza de curgere a amestecului şi de geometria aparatului. Ca dezavantaje apar: zgomot şi eroziune în timpul funcţionării şi o desprăfuirea incompletă ce solicită ca gazul să suporte o treaptă ulterioară de separare. De aceea aceste aparate se utilizează ca treaptă preliminară de epurare, mai ales pentru materialele ce operează la temperaturi înalte sau sunt fluxuri de materiale reactive sau corozive. Principiul lor de funcţionare este prezentat în Fig. 5.5.

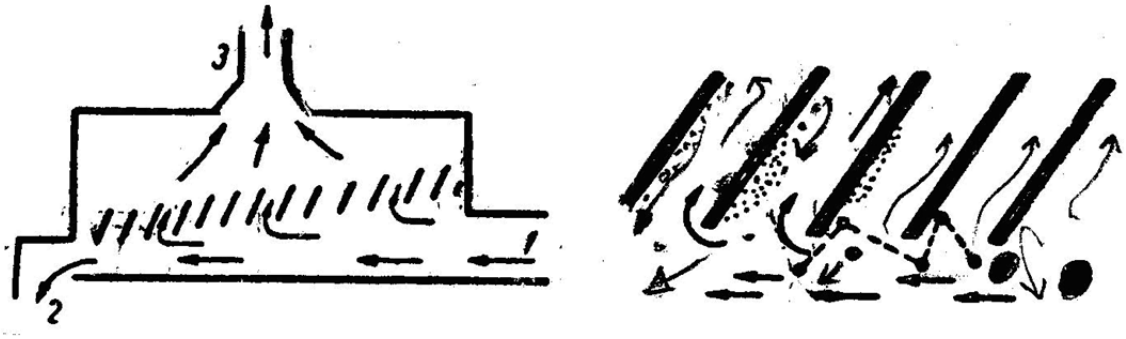


Fig. 5.5. Principiul de funcţionare al separatoarelor cu impact, [7]
1 – intrare amestec; 2 – evacuare solid; 3 – ieşire gaze preepurate

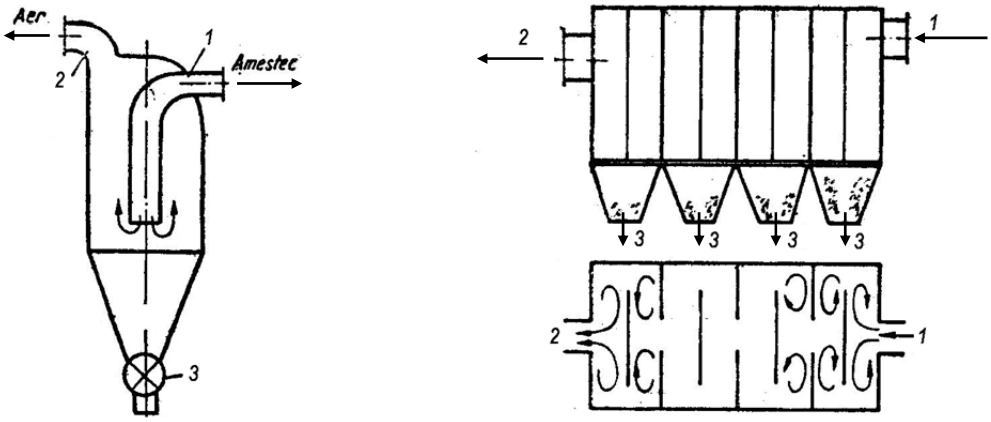


Fig. 5.6. Separatoare cu impact mecanic pentru particule mari și friabile, [7]
1 – intrare amestec; 2 – ieșire fluid; 3 – evacuare solid

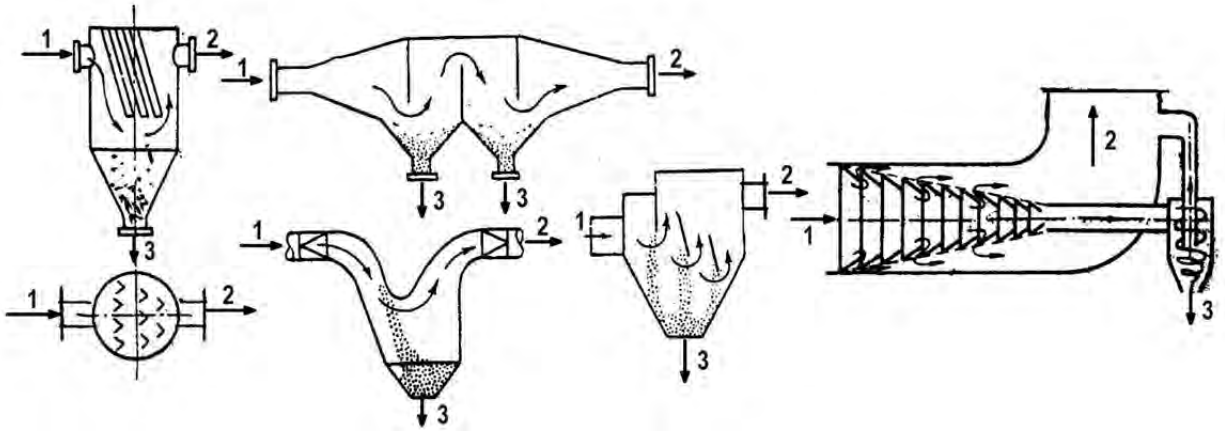


Fig. 5.7. Tipuri de separatoare cu impact mecanic, [2, 7]

Camera de desprăfuire, Fig. 5.8., funcționează după principiul decantoarelor, diferența fiind mediul gazos în care sedimentează solidul. Ea este o incintă ce are lungime mare și secțiune transversală mare, în care particulele solide se depun pe polițe plasate la distanțe relativ mici între ele. Gazul cu praf intră în spațiul de distribuție 3, care are rolul de a micșora turbulența și de a distribui gazul cât mai uniform pe toată secțiunea transversală cât posibil fără a genera curenți preferențiali, apoi trece cu viteză redusă de-a lungul poliţelor, unde sub acțiunea gravitației particulele solide se depun, apoi este evacuat prin camera de colectare 5.

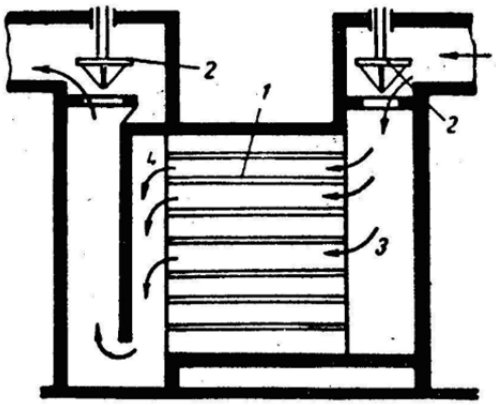


Fig. 5.8. Schema unei camere de desprăfuire, [2]
1 – poliță; 2 – clapete de comandă;
3 – spațiu de intrare; 4 – spațiu de colectare

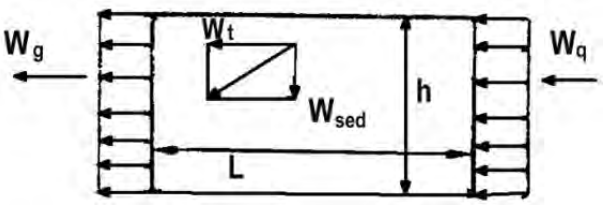


Fig. 5.9. Principiul de operare
h – distanța dintre polițe; L – lungimea poliței,
w, w_t, w_{sed} – viteza reală, de trecere, de sedimentare

Sub acţiunea curentului de gaz şi a acceleraţiei gravitaţionale, particulele au o traiectorie oblică, depunându-se pe polițe. Din **condiția de operare**: $\tau_{sedimentare} \leq \tau_{trecere}$ se poate determina fie dimensiunea maximă a particulei care scapă din aparat, fie lungimea camerei pentru reținerea particulelor cu dimensiune impusă. Dispozitivele sunt relativ simple, se pot confecţiona din orice tip de material, pot funcţiona la temperaturi înalte, sunt fiabile, sigure în operare, prezintă o eficienţă ridicată, nu necesită supraveghere specială şi pot fi operate comod şi simplu chiar de către persoane mai puţin calificate. Pentru o eficienţă bună este nevoie de lungimi şi secţiuni mari, deci sunt voluminoase, praful trebuie evacuat periodic, evacuarea continuă sau mecanizată a prafului fiind greoaie şi costisitoare. O variantă pentru evacuarea periodică a prafului este prezentată în Fig. 5.10. Se remarcă faptul că polițele sunt basculante, articulate pe un perete central, poziția lor fiind stabilită de un sistem de contragreutăți. Prin ridicarea greutăților, polițele basculează iar praful depus pe acestea este descărcat şi dirijat datorită formei părţii inferioare a camerei înspre gura de evacuare. La coborârea greutăților polițele îşi reiau poziția de lucru.

Ciclonul sau **hidrociclonul** utilizează forţa centrifugă generată de curgerea curentului de fluid. Principiul lor de funcţionare este formarea de către curentul de fluid în mişcare a unei circulaţii rotatorii a amestecului, apoi datorită acceleraţiei centrifuge astfel create, particulele cu masa mai mare sunt proiectate la periferia sistemului, acceleraţia centrifugă colectându-le la peretele aparatului, de acolo acestea fiind atrase de către forţa gravitaţională, care le scoate din raza de acţiune a turbulenţei artificiale astfel create. Eficienţa unui ciclon este cu atât mai bună cu cât raza de rotaţie este mai mică şi viteza de intrare a fluidului mai mare, adică parametri care asigură o acceleraţie centrifugă ridicată. Avantajele acestora sunt evidente: nu au piese în mişcare, sunt simplu de confecţionat, operează pe baza energiei cinetice a fluidului vehiculat, au o eficienţa de separare bună, pot funcţiona la orice temperatură, nu au nevoie de întreţinere deosebită. Se prezintă în Fig. 5.11. principalele aspecte şi detalii constructive de care depinde eficienţa ciclonului şi o posibilitate de mărire a eficienţei acestora prin gruparea cicloanelor într-o baterie.

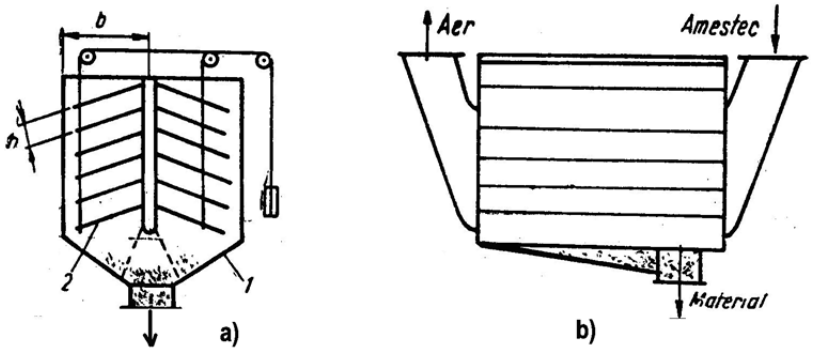


Fig. 5.10. Cameră de desprăfuire cu polițe basculante, [7]
1 – corp; 2 – polițe basculante

Filtru cu saci, Fig. 5.12., este un aparat care funcţionează pe principiul reţinerii particulelor solide de către o suprafaţă poroasă. Aceasta este dispusă sub forma unor tuburi, (saci), confecţionaţi din material poros: ţesătură sau pâslă, din fibre rezistente la temperatura şi caracteristicile amestecului de separat. Sacii sunt plasaţi pe un cadru de susţinere, 4, care poate fi scuturat de către un dispozitiv mecanic, 5. Particulele de praf sunt reţinute în interiorul sacului, gazul trecând prin porii filtrului fiind apoi evacuat. Pentru menţinerea proprietăţilor filtrante ale materialului poros, sacul se curăţă prin scuturare din timp în timp. Eficienţa filtrelor cu saci este foarte bună şi constantă sau crescătoare pe parcursul utilizării. Se pot reţine particule solide cu diametre foarte mici.

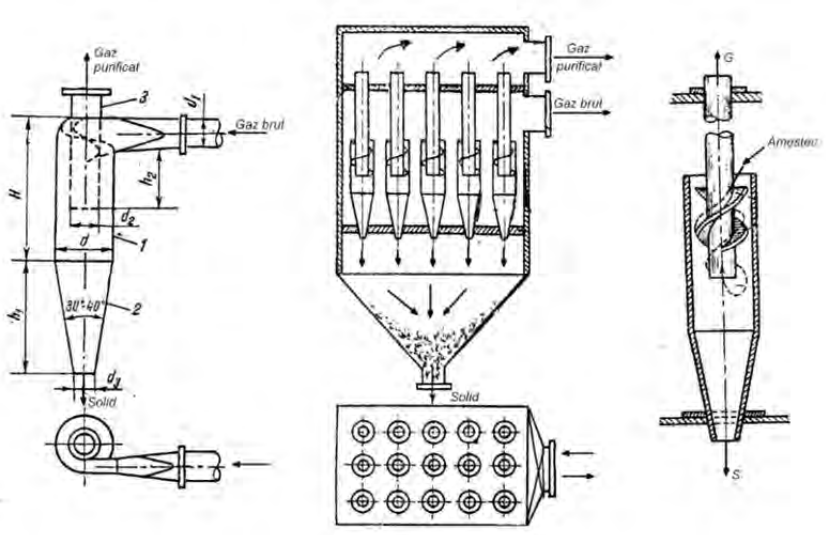


Fig. 5.11. Elementele geometrice principale ale ciclonului. Gruparea cicloanelor în baterie, [2]
1 – corp cilindric; 2 – corp conic; 3 – evacuare gaz purificat

Calculul filtrelor cu saci pentru gaze se reduce la determinarea suprafeței totale filtrante, (S=A în [m^2]), după formula:

$$S = A = \frac{V}{V_{sp}},$$

în care: V este debitul volumic al gazului de purificat, [m^3/s];

V_{sp} este debitul volumic specific al gazelor de purificat raportat la 1 [m^2] de suprafață specifică a sacului,[$m^3/m^2 \cdot s$]

Valoarea V_{sp} [$m^3/m^2 \cdot s$], în practică are valori cuprinse între:

- 0,00333 [$m^3/m^2 \cdot s$] și 0,0166 [$m^3/m^2 \cdot s$], pentru cazurile uzuale;
- 0,00416 [$m^3/m^2 \cdot s$] pentru gaze cu particule grosiere, neaglutinante.

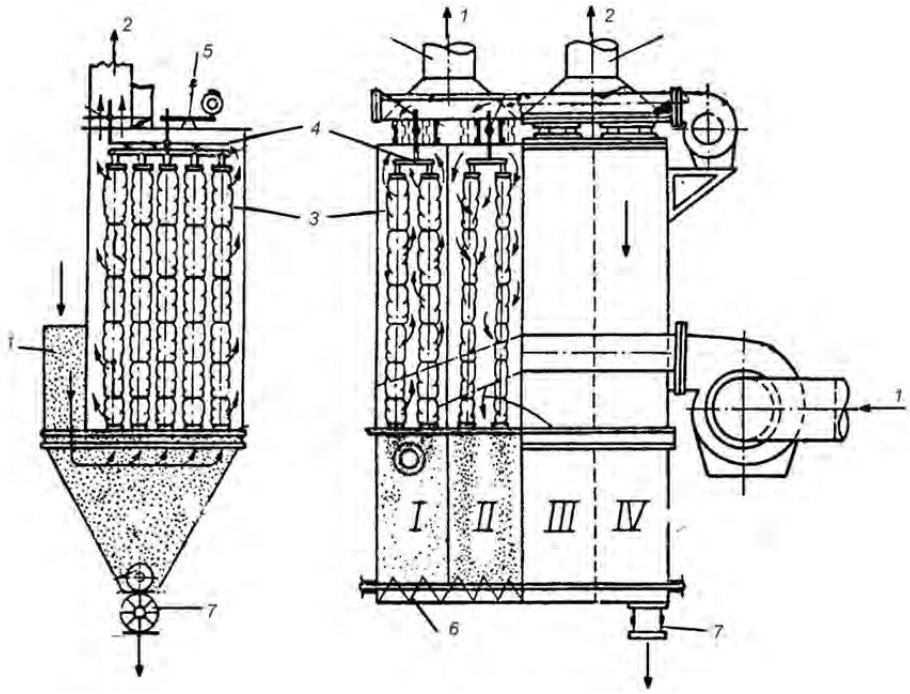
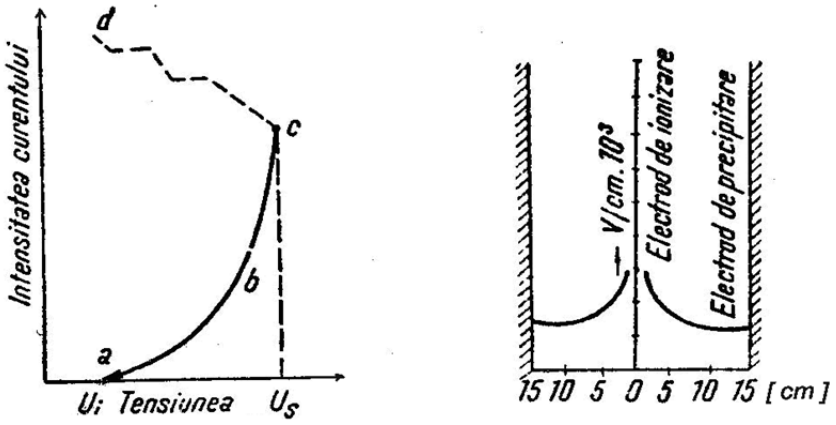


Fig. 5.12. Filtru cu saci, [2]
1 – intrare amestec; 2 – ieșire gaz; 3 – saci filtranți; 4 – cadru de susținere;
5 – dispozitiv de scuturare; 6 – transportor de praf; 7 – evacuare praf

Dezavantajul este investiţia relativ costisitoare, o cădere mai mare de presiune în aparat şi faptul că o cantitate foarte mare de praf în gaz sau umiditatea excesivă poate bloca porii materialul filtrant. Trebuie precizat că fenomenologia de separare este similară filtrării, partea de sedimentare se rezumă la căderea particulelor solide de pe suprafaţa filtrantă în perioada de scuturare a sacilor filtranţi. După o perioadă de funcţionare, materialul filtrant trebuie înlocuit din cauza colmatării porilor sau a uzurii mecanice a suprafeţei filtrante.



a) b)

Fig. 5.13. Variaţia tensiune-intensitate pentru câmpuri: a) uniforme, [2], b) coaxiale, [16]

Filtrele electrice funcţionează pe baza generării de sarcini electrice în amestecul gaz-solid, captarea acestora de către particulele solide şi precipitarea acestora pe contraelectrozi. Un gaz plasat între doi electrozi conectaţi la o sursă de tensiune continuă se comportă ca un dielectric. La creşterea progresivă a tensiunii, la atingerea valorii tensiunii de ionizare, U_i, începe procesul de generare a sarcinilor electrice: ioni şi electroni care se deplasează înspre contraelectrozi. Procesul este lent la tensiuni mici, porţiunea a-b a curbei, apoi se accelerează, porţiunea b–c, deoarece cu creşterea tensiunii va creşte şi intensitatea curentului format datorită măririi numărului de particule ionizate. Fenomenul tinde la o dezvoltare de tip exponenţial până la atingerea valorii tensiunii de străpungere, U_s, (punctul c), când apare descărcarea în gaz, scânteia electrică, (porţiunea c–d). Pentru electrozi plan paraleli câmpul electric este uniform şi porţiunea de curbă a-b este mare. Pentru câmpuri electrice neuniforme se extinde porţiunea de curbă b–c în care apar multe sarcini electrice, un domeniu preferat pentru purificarea electrică aplicată practic. Aceste sarcini sunt captate de impurităţile solide sau lichide din gaz şi provoacă antrenarea lor către electrodul de semn contrar sarcinii particulei. La contactul cu contraelectrodul particulele se descarcă electric şi se aglomerează, apoi cad sub influenţa forţei gravitaţionale.

Metoda prezintă avantaje pentru epurarea gazelor fierbinţi de impurităţi solide şi lichide cu dimensiuni foarte mici, are o eficienţă foarte mare îndeosebi la particulele fine, instalaţiile prezintă o pierdere scăzută de presiune, sunt fiabile, nu au elemente mobile şi se întreţin uşor. Printre dezavantajele majore se numără: eficienţă slabă în cazul gazelor umede, nu se pot folosi în gaze ce conţin vapori de solvenţi sau gaze inflamabile, necesită instalaţii complexe şi costisitoare, cheltuială energetică şi luarea unor măsuri speciale de electrosecuritate a muncii.

Desprăfuirea umedă are ca principiu reţinerea particulelor de impurităţi din fluxul de gaze de către un lichid umectant care captează solidul. Pentru a fi eficiente aceste spălătoare de gaz, ele trebuie să realizeze un contact foarte bun între gaz, solid şi lichid, adică să asigure o suprafaţă mare de contact, să nu genereze vapori de lichid care să afecteze compoziţia gazului şi să poată fi operate comod. Ca lichid de spălare se pot utiliza apa, soluţii apoase conţinând materiale tensioactive, uleiuri minerale, soluţii apoase de săruri anorganice, compuşi organici sau macromoleculari. Aceste lichide trebuie apoi reprocesate, fie pentru a asigura eficienţa economică, fie pentru a îndepărta impurităţile reţinute şi în

final a asigura protecția factorilor de mediu. În mod schematic, sunt prezentate în Fig. 5.14. diferite tipuri constructive de aparate care asigură desprăfuirea umedă a gazelor, fiecare având avantaje și dezavataje specifice.

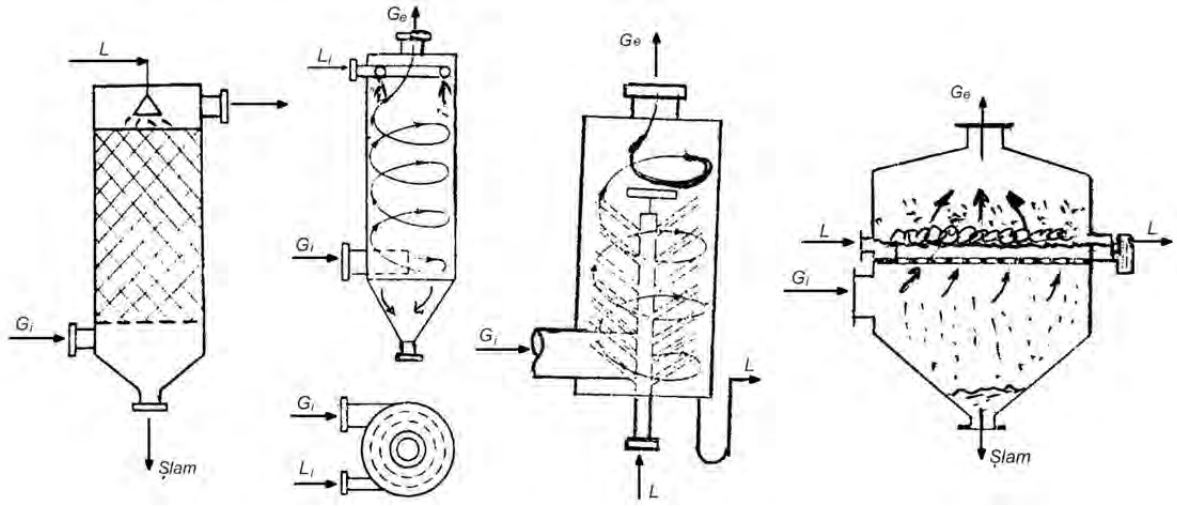


Fig. 5.14. Tipuri de separatoare umede, [2]
1 – turn cu umplutură; 2 – spălător centrifugal cu film lichid;
3 – spălător cu pulverizare; 4 – spălător cu spumă

6. Filtrarea

Filtrarea este operaţia de separare a unui sistem heterogen solid-fluid prin intermediul unui material poros prin care trece faza continuă lichidă şi reţine partea solidă.

Din punctul de vedere al nomenclaturii, amestecul iniţial se numeşte **suspensie**, aceasta fiind separată într-un **precipitat** numit şi **turtă**, **şlam** (un amestec de solid umectat de lichid) şi un fluid limpede numit **filtrat**. Materialul poros ce reţine solidul se numeşte **filtru**, **material filtrant** sau primeşte **numele propriu-zis al materialului**: pânză, hârtie, membrană, pâslă sau strat granular. Sub numele de filtrare sunt cunoscute câteva procese de separare fluid-solid denumite după dimensiunea particulelor reţinute de materialul filtrant. Operaţia numită curent **filtrare** defineşte practica de separare în care diametrul particulelor solide este mai mare de 10 μm, prin filtrare obişnuită se separă suspensiile de particulele grele individuale din majoritatea industriilor chimice şi a industriilor prelucrătoare asistate de procese chimice. **Microfiltrarea** este operaţia ce realizează separarea particulelor cu dimensiuni între $0{,}1\ \mu m < Ø < 10\ \mu m$, operaţie specifică separărilor de drojdii sau alge pluricelulare din procesele de biosinteză. **Ultrafiltrarea** cuprinde separarea particulelor cu mărimi $0{,}01\ \mu m < Ø < 0{,}1\ \mu m$. În acest domeniu se reţin bacteriile, virusurile mari, algele monocelulare, operaţia fiind necesară în special pentru obţinerea fluidelor sterile. **Nanofiltrarea** cuprinde separarea particulelor cu diametre cuprinse între $0{,}001\ \mu m < Ø < 0{,}01\ \mu m$, operaţie prin care se pot obţine polipeptide, coloranţi naturali, zaharide sau segmente de ADN.

În afara aspectelor specifice legate de dimensiunea la care se operează şi mecanismul de transport, toate aceste procedee folosesc principal **o bază fenomenologică comună** şi anume: particulele cu diametrul mai mic decât dimensiunea spaţiilor libere din materialul filtrant trec prin porii acestuia constituind filtratul, particulele mai mari fiind reţinute pe suprafaţa filtrului generând turta.

Condiţiile tehnice impuse unei bune filtrări solicită ca precipitatul să fie cât mai „uscat", să conţină cât mai puţin lichid inclus în interiorul particulelor solide şi acesta să fie cât mai lipsit de săruri solubile. Filtratul trebuie să fie clar, fără particule în suspensie, iar operaţia să se desfăşoare cât mai repede posibil.

Operaţia de filtrare depinde de o serie de parametri legaţi direct de suspensie, de materialul filtrant şi de modul de operare.

La filtrarea obişnuită suspensia influenţează procesul prin cantitate, mod de obţinere şi vârsta suspensiei. Particulele din suspensie pot fi monodisperse sau polidisperse. Suspensiile ce conţin particule polidisperse se filtrează mult mai uşor decât suspensiile monodisperse.

Cu cât viscozitatea mediului de suspendare este mai mică suspensia se filtrează mai uşor, faza continuă trebuind să treacă, (să curgă), prin porii materialului filtrant. Din acest punct de vedere lichidele, care au viscozitatea de 10^3 ori mai mari decât gazele, prezintă viteze de filtrare mai mici. Trebuie luat în considerare şi faptul că lichidele îşi reduc mult viscozitatea la creşterea temperaturii, iar gazele îşi măresc viscozitatea la creşterea temperaturii.

Materialul filtrant poate să fie pânză, hârtie, membrane sintetice, artificiale sau naturale, pâsle, straturi de granule sau de fibre. Materialul filtrant influenţează atât aspectul tehnic cât şi cel economic al filtrării. Cu cât diametrul porilor este mai mic, separarea este mai perfectă, dar scade viteza de filtrare, timpul de viaţă al materialului filtrant este mai mic iar preţul operaţiei creşte, în principal datorită necesarului de presiune ridicată. O condiţie esenţială a materialului filtrant şi a suportului său o constituie inerţia chimică faţă de componenţii suspensiei şi stabilitatea mecanică şi termică.

Tablele perforate, sitele lamelare, sitele perforate şi împletiturile metalice sunt folosite în special ca suport pentru materialele filtrante cu pori mai mici şi cu rezistenţe mecanice scăzute, având avantajul unei permeabilităţi foarte mari.

Pânzele filtrante ţesute din fibre vegetale, animale, sintetice sau minerale au elasticitate, suplețe, proprietăţi constante şi uniforme, rezistenţă mecanică bună, sunt uşor de manevrat şi au o porozitate controlabilă prin procesul de ţesere. Ele reţin particulele solide din suspensie atât prin efectul de cernere cât şi prin adsorbţie. Au dezavantajul unei rezistenţe mecanice mai mici şi a unei colmatări rapide. Felul ţesăturii, grosimea firelor, tipul de răsucire şi numărul iţelor şi a bătăturii, natura materialului, tratarea ulterioară şi impregnarea materialului dau pânzelor filtrante o mare adaptabilitate la condiţiile de operare. Țesăturile din bumbac se recomandă pentru filtrarea uleiurilor şi a suspensiilor neutre sau alcaline, iar cele din lână sau bumbac nitrat pentru filtrarea suspensiilor acide. Țesăturile din lână sunt recomandate pentru filtrarea uleiurilor hidraulice, a suspensiilor neutre şi slab acide. Fibrele sintetice sunt recomandate la filtrarea apei deoarece nu permit creşterea virusurilor, bacteriilor, algelor sau a altor microorganisme precum şi a suspensiilor puternic acide până la cele bazice. Fibrele de sticlă sau cele minerale se utilizează pentru filtrarea suspensiilor fierbinţi acide sau alcaline.

Membranele de natură vegetală, animală sau sintetică servesc ca suprafeţe filtrante pentru suspensiile conţinând particule fine şi foarte fine.

Straturile formate **din fire de celuloză, lână, in, fibre de sticlă sau minerale** obţinute prin presare sau depuse liber pe un suport sunt des folosite ca material filtrant. Straturile fibroase filtrante, obţinute prin sedimentarea fibrelor pe o suprafaţă suport, servesc pentru filtrarea suspensiilor care colmatează repede filtrul. După colmatare, aceste straturi sunt destrămate, spălate şi apoi refacute cu multă uşurinţă.

Straturile granulare susţinute de un suport sunt adesea utilizate pentru comoditatea de operare atât în faza de filtrare cât şi în faza de regenerare a materialului filtrant. Porozitatea straturilor granulare depinde de de mărimea, forma, distribuţia granulometrică a particulelor şi de modul lor de aranjare. Ca material granular se utilizează nisip, carbură de siliciu, cărbune, mărgele de sticlă, alice metalice din inox, diferite tipuri de materiale silicatice: diatomită, bentonită, kieselgur, tuf vulcanic, schimbători de ioni. Straturile granulare operează atât prin reţinere pe suprafaţă, în pori, filtrare în adâncime cât şi prin adsorbţie.

Plăcile sinterizate sunt formate din granule reunite prin presare, cu sau fără lianţi şi ardere până la aproape de temperatura de vitrifiere, când se stabilizează structura poroasă. Ele se confecţionează din sticlă, materiale silicatice sau oxidice, metale, materiale plastice. Se caracterizează prin porozitate uniformă, reproductibilitate, costuri reduse şi o bună rezistenţă mecanică şi chimică.

Toate materialele filtrante trebuie să îndeplinească minimum următoarele cerinţe: porozitate mare şi controlabilă, permeabilitate mare, rezistenţă mecanică, chimică şi biochimică, formă de prezentare adecvată aparatului de filtrare, disponibilitate, manevrare comodă, posibilitate de regenerare, posibilităţi de reciclare şi preţ scăzut.

Operaţia de filtrare cuprinde câteva faze specifice care formează împreună ciclul tehnologic. Acestea sunt:

- **alimentarea cu suspensie**. Această fază trebuie să asigure distribuirea fluxului de alimentare cât mai uniform pe suprafaţa filtrului pentru a preveni deplasarea, străpungerea sau distrugerea materialului filtrant. În această etapă filtratul este de obicei tulbure şi trebuie reciclat.
- **filtrarea propriu-zisă**. În această fază se realizează separarea solid-lichid prin acumularea precipitatului pe suprafaţa filtrantă până când fie se termină cantitatea de suspensie sau până când viteza de filtrare este prea redusă ca procesul să mai fie economic.
- **scurgerea, („uscarea", desicarea, esorarea), turtei.** În această fază se realizează spălarea precipitatului de pe filtru de materialele solubile, dacă este cazul şi se reduce umiditatea turtei până la consistenţa la care manevrarea ei este lesnicioasă.

- **evacuarea turtei**. Eliberarea suprafeţei de separare se poate efectua manual sau cu dispozitive specializate.
- **regenerarea suprafeţei de filtrare**. În această fază materialul filtrant este fie regenerat prin spălare inversă, înlocuit, reînnoit sau refăcut. Regenerarea trebuie să fie rapidă, eficientă şi economică.

După modul de aranjare a acestor faze, filtrarea poate fi continuă sau discontinuă.

Mecanismele şi fenomenologia filtrării

La adăugarea unei suspensii peste o suprafaţă filtrantă, primul aspect fenomenologic este sedimentarea particulelor grosiere însoţite simultan de trecerea fluidului prin porii materialului filtrant. În această perioadă filtratul este tulbure, o parte din solid cu dimensiuni mai reduse decât a porilor filtrului trecând în lichid. Fenomenul este în concordanţă cu prima fază a operaţiei de filtrare. Stratul de particule solide sedimentat pe materialul filtrant serveşte ca material de reţinere pentru particulele solide cu diametru mai mic, particulele mari servind drept suport sau sită pentru celelalte, în ordinea inversă dimensiunii lor. Particulele mai fine de solid antrenate de lichidul în curgere ce trece prin stratul de particule grosiere vor fi reţinute prin cernere şi adsorbţie de către stratul de material solid cu aceeaşi compoziţie sau de către materialul filtrant, aşa încât filtratul rezultat este limpede. Etapa este concordantă cu cea de filtrare. În acest timp, stratul de precipitat creşte continuu datorită aportului de suspensie, astfel că gradul de reţinere a solidului se măreşte, crescând grosimea stratului de turtă. Simultan cu creşterea grosimii stratului de precipitat creşte şi rezistenţa hidraulică a precipitatului, deoarece particulele cu dimensiuni reduse care sunt reţinute în partea superioară a turtei generează o porozitate din ce în ce mai redusă, aşadar scade continuu debitul de filtrat. Dacă nu se mai adaugă suspensie, lichidul se strecoară printre granule, în finalul procesului tinzând să dispară, scăzând astfel umiditatea precipitatului. Cu cât creşte timpul de scurgere, cu atât mai mult se reduce umiditatea sa. Stratul solid va reţine o cantitate de lichid datorită forţelor de aderenţă interfaciale şi a forţelor capilare. Precipitatul nu poate fi uscat perfect prin filtrare.

Posibilităţi de influenţare a procesului de filtrare

- cu cât porozitatea materialului filtrant este mai mare, cu atât debitul de filtrat creşte;
- cu cât suprafaţa filtrantă este mai mare, creşte debitul de filtrat, scade timpul de separare, se reduce grosimea turtei şi scade forţa motrice a procesului, (diferenţa de presiune);
- cu cât grosimea stratului filtrant scade, debitul de filtrat creşte;
- debitul de filtrat depinde puternic de natura precipitatului: granular, cristalin, gelatinos sau coloidal;
- forma şi mărimea cristalelor influenţează viteza de filtrare;
- cât compresibilitatea precipitatului este mai mare, suspensia se filtrează mai greu;
- creşterea temperaturii duce la scăderea viscozităţii lichidelor cât şi la coagularea sau modificarea structurală a particulelor solide, favorizând filtrarea;
- creşterea diferenţei de presiune de pe o faţă şi cealaltă a materialului filtrant duce la majorarea debitului de curgere a lichidului prin stratul filtrant;
- reducerea concentraţiei solidului din suspensie scade grosimea turtei favorizând scurgerea lichidului;
- introducerea aditivilor de filtrare pentru restructurarea texturii turtei;
- filtrarea continuă formează un strat de precipitat mai subţire şi mai permeabil.

Relația matematică de dependenţă a timpului de filtrare de parametri operaţionali este [5, 15, 17]:

$$a \cdot V_f^2 + b \cdot V_f = \tau,$$

sau scrisă sub altă formă:

$$V_f^2 + 2 \cdot C \cdot V_f = K \cdot \tau,$$

unde:

$[V_f] = [\mathrm{m}^3/\mathrm{m}^2]$ = [volum de filtrat/aria filtrului];

a este o constantă specifică fiecărui tip de precipitat, $[\mathrm{s}/\mathrm{m}^2]$;

b este o constantă specifică fiecărui tip de material filtrant, [s/m];

a şi b sunt constantele de filtrare care se determină experimental în aceleaşi condiţii în care are loc filtrarea;

C este o constantă specifică fiecărui tip de material filtrant, $[\mathrm{m}^3/\mathrm{m}^2]$, similară cu b;

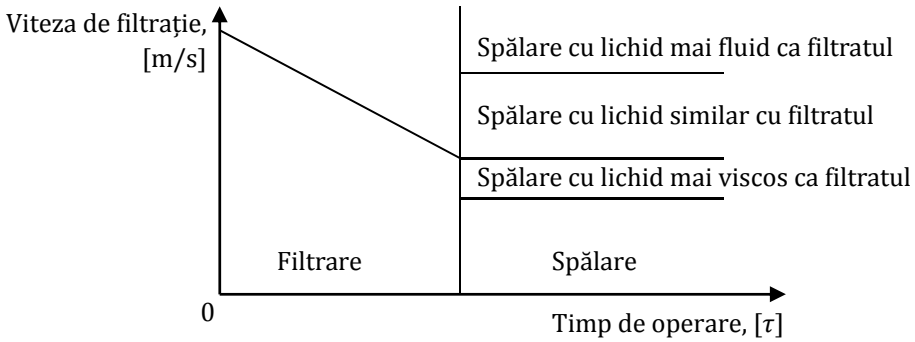
K este o constantă caracteristică precipitatului, $[\mathrm{m}^2/\mathrm{s}]$, similară cu a.

Viteza de filtrare a lichidului prin materialul filtrant, $[\mathrm{m}^3/\mathrm{m}^2 \cdot \mathrm{s}]$, se poate determina prin derivarea ecuaţiei filtrării în raport cu timpul:

$$\frac{dV_f}{d_\tau} = \frac{1}{\left[\left(2 \cdot a \cdot V_f + b\right)\right]} \quad \text{sau} \quad \frac{dV_f}{d\tau} = \frac{1}{\left[2 \cdot \left(V_f + C\right)\right]}.$$

Viteza de filtrare la finalul operaţiei este identică cu viteza de spălare a precipitatului, deacă viscozitatea lichidului de spălare este identică cu a filtratului. Spălarea precipitatului se poate efectua în echi-, contracurent sau prin redispersare şi refiltrare. Condiţiile de spălare, cantitate, debit, tip de agent de spălare, timp de lucru se determină numai experimental.

În timp, filtrarea are o viteză liniar descrescătoare, viteza finală este cea mai mică. Spălarea precipitatului poate avea loc cu aceeaşi viteză, constantă, deoarece nu se mai adaugă solid pe filtru, dacă lichidul de spălare are aceeaşi viscozitate cu a filtratului. Dacă viscozitatea este mai mică, viteza de spălare este evident mai mare, o viscozitate mai mare conducând la o viteză de spălare mai mică.



Filtrul granular. Este un aparat discontinuu cu strat granular utilizat pentru filtrarea unor cantităţi mari de suspensie având concentraţie redusă într-un solid care nu are valoare economică şi care trebuie eliminat din efluent. În funcţie de viteza de filtrare se deosebesc filtrele lente şi rapide.

Filtrul lent, Fig. 6.1., este format dintr-un bazin din beton conţinând un fund drenant care susţine stratul granular. Particulele de solid sunt reţinute pe partea superioară a stratului de granule, la suprafaţa căruia se formează în timp o membrană biologică ce conţine alge unicelulare şi alte microorganisme vegetale şi animale, restul stratului fiind lipsit de materialele din suspensie. Acestea consumă în cadrul procesului metabolic impurităţile din fluxul de alimentare, efluentul fiind practic steril. Viteza de scurgerea lichidului este de 0,1–0,5 [m/h]. Detaliile de construcţie şi modul de operare sunt prezentate mai jos. Sunt frecvent utilizate pentru livrarea apei potabile sau epurarea apelor reziduale, dar pentru debite mici şi medii.

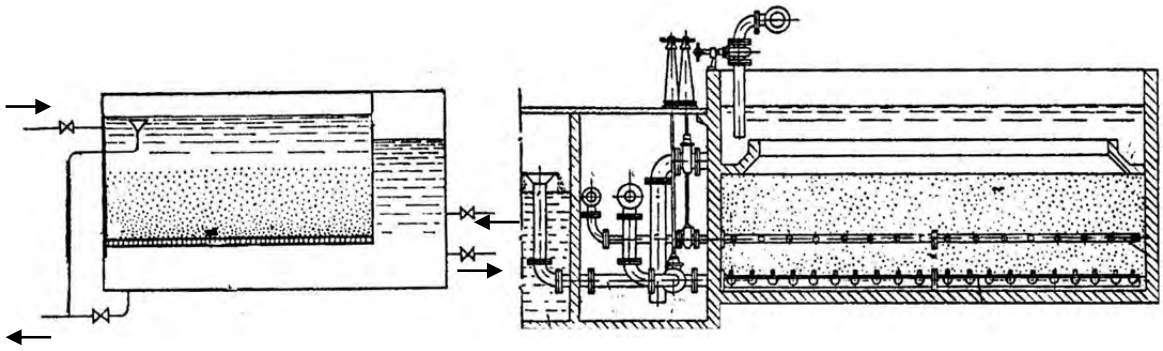
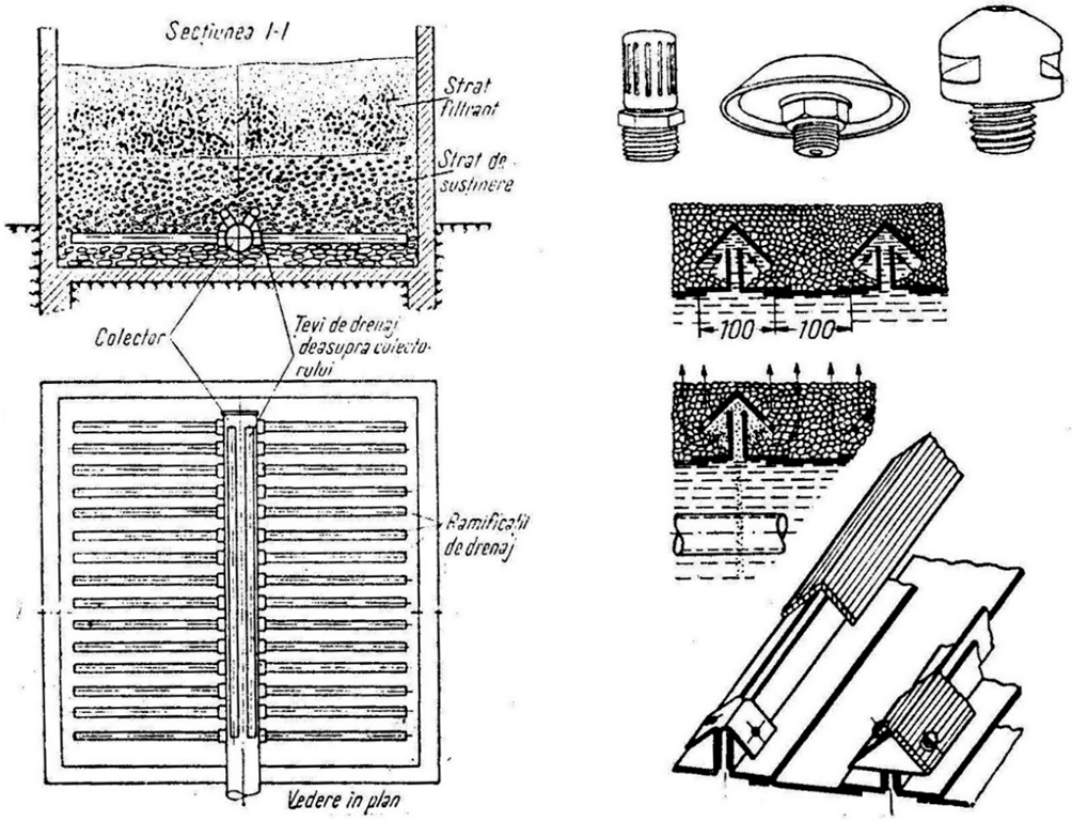


Fig. 6.1. Filtru lent, principiu de funcționare, [2] și schema de operare, [8]

În Fig. 6.2. sunt prezentate unele detalii constructive ale filtrelor granulare. Rețeaua de drenare a filtratului este formată din țevi perforate sau cu fante longitudinale plasate uniform pe fundul dublu al bazinului. Peste aceste țevi se plasează stratul granular care este structurat din particule cu dimensiuni mari în apropierea rețelei și cu mărime continuu descrescătoare înspre suprafață. De obicei se plasează straturi succesive de piatră spartă, (dimensiuni 80–100 [mm] și grosime a stratului 150 [mm]), piatră concasată, (dimensiuni 30–50 [mm] și grosime a stratului 200 [mm]), pietriș mărgăritar, (dimensiuni 3–5 [mm] și grosime a stratului 250 [mm]), nisip cuarțos, (dimensiuni 0,8–1,5 [mm] și grosime a stratului 450–1000 [mm]). Pentru creşterea grosimii stratului filtrant se poate renunța la stratul de susținere, locul acestuia fiind luat de către crepine, piese plasate fie direct pe fundul dublu al bazinului, fie înșurubate pe țevile de drenare. Crepinele au fante înguste, mai mici decât particulele granulare, astfel că acestea sunt reținute în interiorul bazinului, prin ele scurgându-se doar lichidul.



a) b)

Fig. 6.2. Detalii constructive pentru drenarea lichidului, [8]
a) rețeaua de drenare și structura stratului granular; b) crepine

Filtrul rapid. Aparatele se deosebesc de cele precedente prin viteza de filtrare, 2–5 [m/h], modul de curăţire, calitatea apei livrate şi mecanismul de separare. Particulele din suspensie sunt reţinute aproape în toată masa de strat granular, nu se formează membrana biologică, apa este „curată", dar nu sterilă, trebuie sterilizată prin clorinare şi se pot obţine obţine debite de lichid mult mai mari.

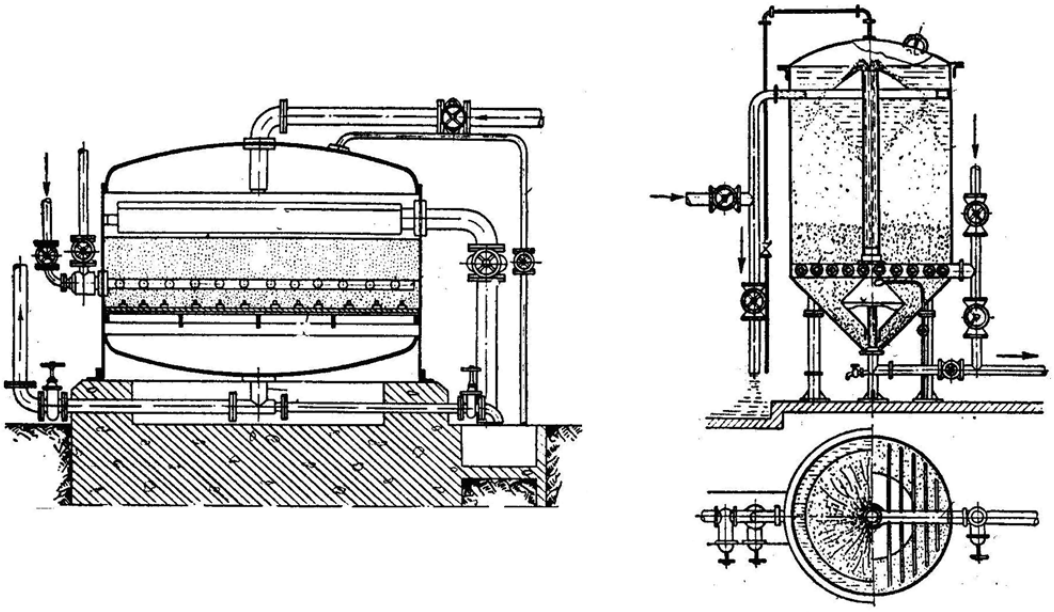


Fig. 6.3. Filtru rapid şi filtru Bollmann, [8]

Filtrul Bollmann. În acest aparat se poate realiza o spălare a stratului filtrant în contracurent, iar atunci când este cazul, se poate aplica o spălare intensivă prin introducerea suplimentară a unui jet de apă sau aer care să asigure desprinderea impurităţilor de pe particulele filtrante.

Filtrul Nutsche şi filtrul presă sunt destinate în special operării în cazul cantităţilor sau debitelor mici şi medii de suspensie şi operează la suprapresiunea generată de pompe auxiliare. Sunt ideale pentru concentraţii mici şi medii ale solidului în suspensie, pentru materiale care degajă mirosuri sau vapori, sunt foarte eficiente, dar solicită investiţii pentru aparatura auxiliară.

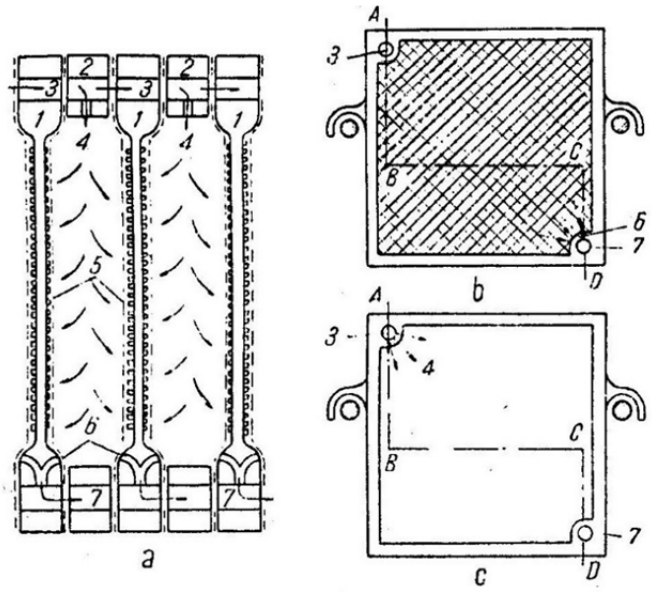
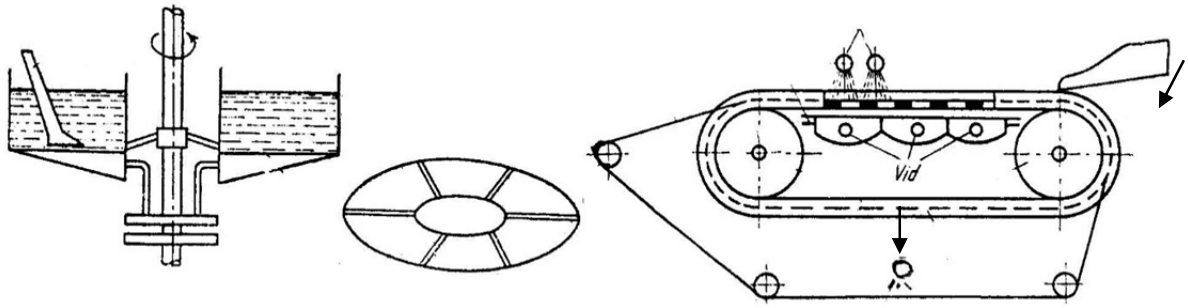


Fig. 6.4. Elemente constructive a filtrului cu plăci şi rame, [2]
a – secţiune transversală ABCD; b – placă, (vedere); c – ramă, (vedere)
1 – plăci filtrante; 2 – rame; 3 – canal de alimentare, (suspensie şi apă de spălare);
4 – intrare suspensie în rame; 5 – pânză; 6 – ieşire lichid; 7 – evacuare filtrat

Filtrul cu plăci şi rame, Fig. 6.4., este format prin asamblarea succesivă a elementelor constructive şi a materialului filtrant: placă, filtru, ramă, filtru, placă etc. Ansamblul se rigidizează cu plăci de capăt prinse prin tiranţi. Alimentarea şi evacuarea filtratului se execută prin pomparea suspensiei în canalele existente în fiecare element constructiv şi are loc atâta timp cât mai există spaţiu liber în camerele formate de rame. Momentul final al filtrării se remarcă prin creşterea presiunii la alimentare. Evacuarea precipitatului se efectuează manual, după desfacerea întregului ansamblu, dezavantajul principal al aparatului. De regulă ramele sunt pătrate, având spaţiul interior: 300 × 300 [mm]; 400 × 400 [mm]; .....1200 × 1200 [mm]. Grosimea spaţiului din ramă depinde de dimensiunea ramei: 30; 40; 50 şi maxim 60 [mm].

Sistemele de **filtrare continue** pot fi eficiente pentru cazul cantităţilor mari de suspensie. Filtrele de tip carusel, Fig. 6.5. a) şi cele cu bandă, Fig. 6.5. b), au avantaje şi dezavantaje specifice, care apar prin prezentarea schemelor de funcţionare a acestora.



a) b)

Fig. 6.5. Filtre de tip continuu, [2]

a) filtru carusel; b) filtru cu bandă

Filtru tip carusel nu poate avea un diametru mare, din cauza dificultăţilor de etanşare între masa rotativă care are pânza filtrantă şi caseta cu vid de dedesubt care colectează şi filtratul. Colectarea precipitatului este dificilă şi nu se poate face regenerarea pânzei prin spălare în contracurent. Un tip de filtru continuu cu bandă presată este prezentat schematic în Fig. 6.6.

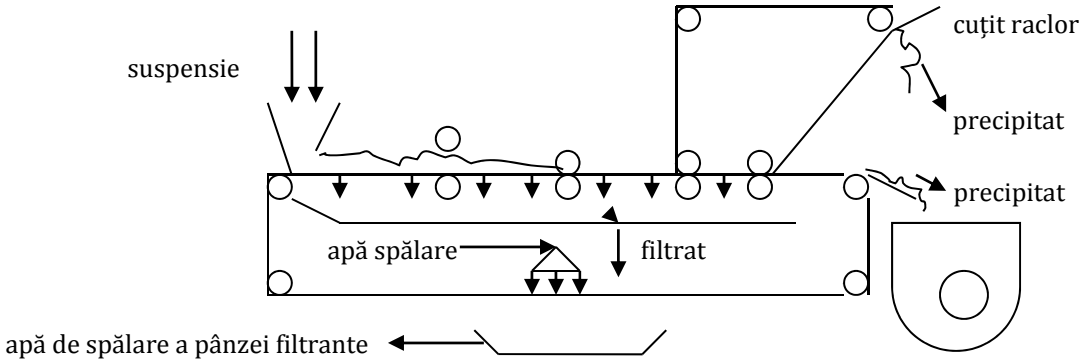


Fig. 6.6. Schema filtrului cu bandă presată

Banda filtrantă şi cea presoare sunt formate din site metalice cu ochiuri mici: 0,5–1 [mm] peste care se plasează pânza de filtrare propriu-zisă formată din ţesătură polimerică hidrofobă. Suspensia se alimentează într-un jgheab care distribuie uniform pe lăţimea benzii. Lichidul se scurge prin sistemul filtrant şi se colectează în tava, caseta, de dedesubt de unde se evacuează. Grosimea şi umiditatea stratului de nămol se reduce progresiv, apoi perechi de role presoare stoarce turta şi o nivelează. A doua bandă, cea presoare, continuă aplicarea presiunii uniform peste precipitat. La capătul benzii, un

cuțit raclor îndepărtează turta care cade într-un transportor elicoidal și se elimină. Banda filtrantă trece pe sub sistemul de spălare în contracurent și se întoarce sub jgheabul de alimentare. Banda presoare este curățată de un cuțit raclor dar nu este necesară regenerarea ei, filtratul din turtă curgând gravitațional.

7. Amestecarea

Amestecarea este o operație în principal de transfer de impuls ce are drept scop omogenizarea proprietăților dintr-un volum sau spațiu dat. Pentru caracterizarea și controlul amestecării se introduce noțiunea de grad de uniformitate a amestecului, mărime ce reprezintă diferența între concentrația locală a proprietății și concentrația teoretică a aceleiași proprietăți din spațiul sau volumul vizat. Concentrația locală este exprimată ca fiind un raport între suma proprietăților sistemului prelevate în același timp, dar în poziții diferite și numărul de puncte de prelevare.

$$i_a = \frac{c_1 + c_2 + c_3 + c_4 + \cdots}{n}.$$

Indicele de omogenitate se raportează față de indicele teoretic de amestecare, ce reprezintă valoarea proprietății raportată la volumul respectiv, (concentrația teoretică).

$$i_{ta} = \frac{P}{V}.$$

Gradul de uniformitate arată modul cum are loc amestecarea, cinetica acesteia, cu cât este mai mic cu atât eficiența este mai bună, de regulă amestecarea perfectă nu există. Gradul de amestecare trebuie raportat la scara de mărime la care se înțelege amestecarea componenților: moleculară, micromoleculară, supramoleculară, macroscopică, globală etc. Simultan cu transferul de impuls, poate avea loc un transfer de căldură sau de masă. Amestecul și operația de amestecare se studiaza de obicei referitor la transferul de impuls – proprietatea determinantă pentru operația de amestecare.

Omogenitatea **la nivel molecular:** fiecare moleculă dintr-un component să fie înconjurată de același număr de molecule din celalalt component, de ex. amestecurile de gaze sau de lichide miscibile cu caracteristici fizică-chimice foarte asemănătoare.

Omogenitatea **la nivel micromolecular:** la acest nivel de obicei nu se poate discuta despre omogenitate perfectă, din cauza forțelor intermoleculare generate între componenți care conduc la agregări spontane între molecule de același fel sau cu structură diferită, dar proprietățile analitice ale amestecului sunt identice în orice punct, de exemplu soluțiile de acizi, baze, săruri, coloizi sau cele a componenților care au diferențe mai mari ale caracteristicilor fizice.

Omogenitatea **la nivel supramolecular:** se ia în considerare comportarea moleculelor și a grupurilor supramoleculare între ele; dar și componenții ceilalți ai amestecului trebuie priviți statistic având dimensiuni comparabile cu organizațiile supramoleculare. Ca exemple se pot oferi cazul amestecului apă-tensioactivi, a coloizilor macromoleculari, a emulsiilor, a suspensiilor fine, a materialelor plastice, unde la scara întregului volum poate exista omogenitate, dar la nivel supramolecular omogenitate nu există din cauza asocierii fizico-chimice specifice componentelor. La evaluarea amestecării și la alegerea modalităților de realizare a acesteia trebuie luați în considerare principalii factori de influență:

- **timpul** impus pentru operare,
- **modalitatea** de realizare: continuu sau discontinuu,
- **natura materialelor** care se amestecă și proporția acestora în amestec.

Aceiași factori sunt importanți atât pentru intensificarea amestecării, (dispersarea poluanților, amestecarea denocivizanților cu material contaminat), fie pentru încetinirea fenomenului, (limitarea poluării, depozitarea deșeurilor, efecte speciale în materiale ce constituie bunurile de larg de consum…). Uneori operația de amestecare este folosită pentru favorizarea unor procese de agregare sau de segregare.

Timpul în care se realizează omogenizarea trebuie să fie cât mai scurt pentru a obţine eficienţă tehnologică şi intră de asemenea în calculul necesarului de putere pentru realizarea amestecarii. El este legat direct de natura materialelor care se amestecă, fiind cunoscut faptul că materiale cu proprietăţi asemănătoare şi compatibile se amestecă mai uşor decât cele cu proprietăţi foarte diferite. Timpul mai este impus de natura procesului tehnologic, de scopul operaţiei, poziţia amestecării în fluxul tehnologic şi de comportarea materialelor. Există situaţii în care materialele trebuie amestecate foarte rapid, în alte cazuri operarea necesită o amestecare de tip special, pentru menajarea calităţii materialelor, în alte situaţii timpul de amestecare nu influenţează restul procesului, dar de cele mai multe ori tehnologiile reclamă realizarea amestecării simultan cu derularea altor operaţii.

Modul de organizare a procesului tehnologic: continuu sau discontinuu conduce la găsirea unor soluţii tehnice diferite de amestecare. În procesele continue se preferă realizarea amestecării simultan cu transportul materialelor sau utilizarea unor recipienţi cu capacitate mare pentru omogenizarea proprietăţii materialelor. Aceste dispozitive sunt de obicei scumpe şi solicită aparatură de supraveghere şi control, dar calitatea amestecului este constantă. Amestecarea materialelor în şarje este un procedeu ieftin şi comod, dar apar fluctuaţii de calitate a amestecului datorită inevitabilei intervenţii umane.

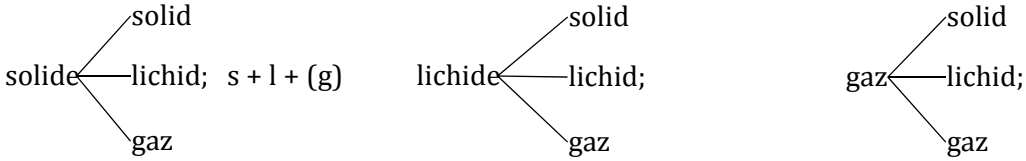
Cu cât **cantitatea** de material procesată este mai mare şi necesarul energetic creşte, evoluţia fiind exponenţială şi cresc corespunzător costurile de operare.

Raportul volumetric dintre componenţi este un factor important în amestecarea materialelor. Amestecuri omogene se obţin mai uşor dacă raportul cantităţilor este apropiat de unitate, faţă de raporturi cu valori extreme.

Natura materialelor influenţează amestecarea prin proprietăţile fizico-chimice, starea de agregare, gradul de dispersie a materialului iniţial şi curba de distribuţie granulometrică, gradul de compatibilitate dintre materiale.

Principalele caracteristici fizico-chimice cu influenţă asupra procesului sunt: densitatea, vâscozitatea, tensiunea superficială, diametrul particulelor şi distribuţia lor granulometrică, proporţia dintre componenţi. Cu cât diferenţa de **densitate** între componenţii amestecului este mai mare, operaţia este mai imperfectă, durează mai mult şi necesită energie de amestecare mai mare. În plus, diferenţele mari de densitate favorizează segregarea naturală a amestecului în timp, mai rapid sub acţiunea deplasării materialului, mai lent în stare de repaus. **Viscozitatea** mare influenţează procesul de amestecare în sensul că solicită cheltuieli energetice ridicate, timpi de amestecare lungi, aparatură mai robustă, volumele de material prelucrat sunt mai reduse, dar asigură menţinerea omogenităţii amestecului un timp mai lung. **Tensiunea interfacială** mare între lichide conduce la cheltuieli energetice mari, stabilităţi a amestecurilor scăzute, amestecări imperfecte şi separări uşoare şi rapide. Cu cât este mai mic **diametrul particulelor** şi distribuţia lor granulometrică este mai îngustă, amestecarea este mai uşoară şi mai rapidă, cu cât spectrul lor granulometric este mai larg, amestecarea este mai dificilă şi segregarea mai evidentă.

Materialele care sunt supuse amestecării pot fi solide, lichide sau gazoase. Particularităţile fizico-chimice a materialelor prezentate mai sus conduc la următoarea sistematizare a tipurilor de amestecuri:



Fiecare dintre aceste amestecuri formate din două sau trei faze distincte pot genera sisteme omogene, soluţii sau sisteme heterogene. Multitudinea de posibilităţi amestecare a materialelor au condus la dezvoltarea unei game extrem de largi de aparatură specializată, dar principiile care stau la

baza proiectării şi construcţiei amestecătoarelor rămân aceleaşi. Acestea pot fi rezumate în următoarele aspecte:

- generarea unei tensiuni intense de forfecare locală care asigură deplasarea zonală a materialului;
- asigurarea unei deplasări generale încete a ansamblului de material amestecat;
- asigurarea unei geometrii a vasului de amestecare în concordanţă cu proprietăţile fizico-chimice a amestecului;
- transferul cât mai complet de putere între elementele în mişcare şi materialul amestecat.

Amestecurile solid-solid se realizează greu, de obicei în cantităţi sau debite reduse, cu necesar ridicat de putere, cu erodarea utilajelor, a pieselor active şi cu generare de zgomot şi praf.

Tamburii rotativi, Fig. 7.1., sunt mult utilizaţi în operaţii de amestecare a solidelor atât în procese discontinue cât şi în cele continue. Principiul de funcţionare de bază al utilajului este folosirea mişcării de rotaţie a unei părţi din utilaj care antrenează o cantitate a masei de material. Tamburii rotativi au în general formă de cilindru sau alt corp de revoluţie, care se rotesc în jurul axului.

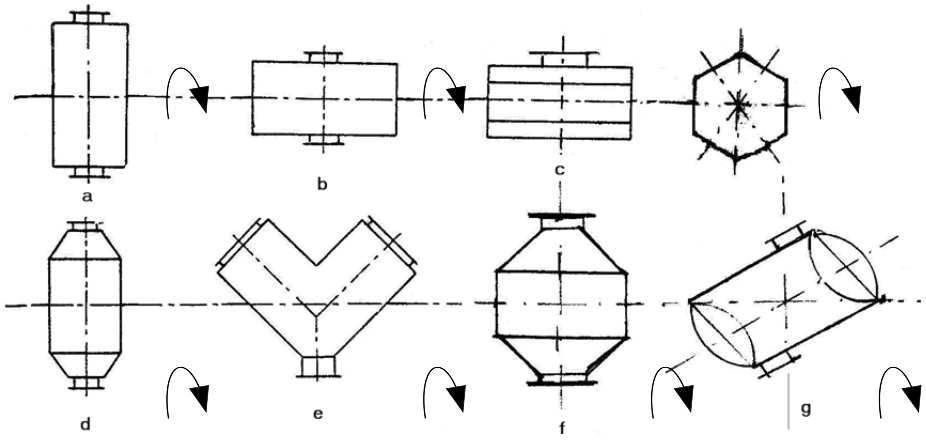


Fig. 7.1. Diferite geometrii ale tamburilor rotativi

Utilajele care procesează cantităţi mici de material, în mod discontinuu sunt relativ ieftine, foarte fiabile, nu degajă mult praf, dar de obicei se golesc greu. Pentru cantităţi mici şi medii de material (1–5 [m^3]) operaţia este discontinuă. Pentru debite sau cantităţi mari, operaţia este continuă, dar sunt necesare dispozitive speciale pentru captarea şi eliminarea prafului şi zgomotului.

Avantajele acestora sunt: construcţie relativ simplă, robustă, amestecarea este foarte bună şi sunt pierderi reduse de material în faza de amestecare, dar operaţia se soldează cu modificarea spectrului granulometric al materialelor implicate datorită frecării, măcinării, zdrobirii etc. Se poate opera în sistem închis, pe şarje, caz în care nu se degajă praf, iar zgomotul este acceptabil. Operaţiile discontinue necesită o cantitate mare de manoperă, iar cele continue solicită aparatură complexă de alimentare-descărcare.

Rotocuburile au dispozitive interne care se rotesc în sens invers tamburului exterior, ele solicită mai multă putere, sunt mai complicate, se pot goli complet şi rapid, amestecarea este intensă şi foarte bună, dar sfărâmarea materialului este mai avansată. Uneori se completează amestecarea materialelor cu măcinarea solidelor în acelaşi utilaj. În acest scop, în tamburul rotativ se introduc corpuri de măcinare: bile sau bare dintr-un material inert şi dur care au rolul de a sfărâma particulele de solid. Dezavantajul construcţiei constă în reducerea volumului util a aparatului, dificultăţi în recuperarea corpurilor de măcinat la sfârşitul şarjei, curăţarea greoaie a bilelor. Sistemele continue utilizează tamburi bitronconici orizontali încărcaţi cu bile cu diametre diferite. Acestea se aranjează de la sine,

cele mai mari în partea cu diametru mare a tamburului şi cele cu diametru mic spre evacuare. Bilele mari realizează concasarea şi zdrobirea materialului iar cele mici macină particulele solide în principal prin frecare. Amestecătoarele de acest tip cu funcţionare continuă necesită o construcţie mai complicată pentru partea de alimentare şi de evacuare. Sistemele sunt preferate pentru mărunţirea şi amestecarea materialelor destinate industriilor energetice, siderurgice sau prelucrarea minereurilor polimetalice.

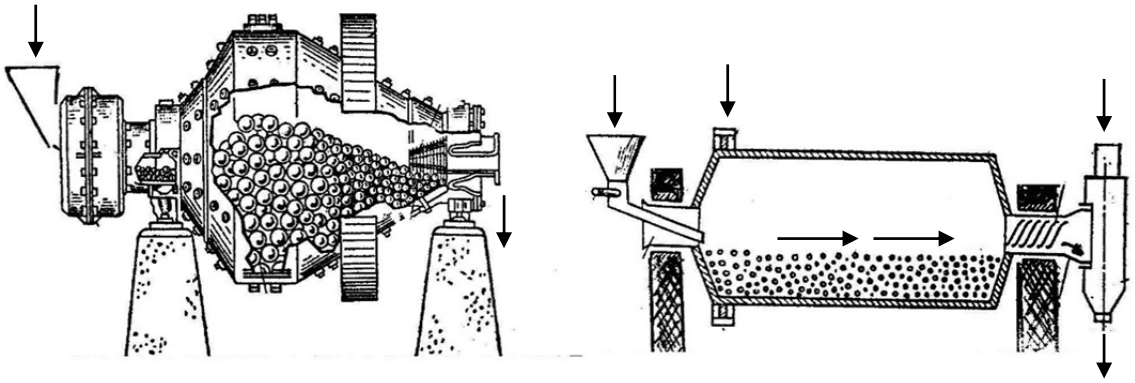


Fig. 7.2. Sisteme continue de măcinare şi amestecare în tamburi rotativi, [2]

Pentru amestecarea solidelor cu cantităţi reduse de lichide se utilizează pe scară largă aşa zisele **malaxoare**, utilaje ce solicită puteri instalate mari, organe active de amestecare foarte robuste şi care prezintă de obicei capacităţi mici. Cel mai cunoscut tip de malaxor este betoniera utilizată în construcţii. Principiul de operare este amestecarea solidului cu lichidul într-o cuvă de către organele active, braţele malaxorului. Uneori atât cuva cât şi braţele au posibilitatea de rotire. Operarea acestora este de cele mai multe ori discontinuă. Ele sunt preferate în industria alimentară sau a compuşilor polimerici.

Pentru operarea continuă sunt utilizate **extruderele** sau **transportoarele elicoidale**. Principiul de lucru este antrenarea materialului de-a lungul unui melc, (şnec), care se roteşte într-o carcasă. Avantajele utilajului sunt construcţie relativ simplă, mişcarea melcului este una continuă, la viteze mici, se operează fără şocuri sau vibraţii, posibilitatea amestecării simultane cu transportul a unei game largi de materiale prin schimbarea geometriei melcului, posibilitatea reglării debitului prin modificarea vitezei de rotaţie. Dezavantajele sunt distanţele reduse de transport şi uzura carcasei şi a şnecului prin frecarea cu materialul solid.

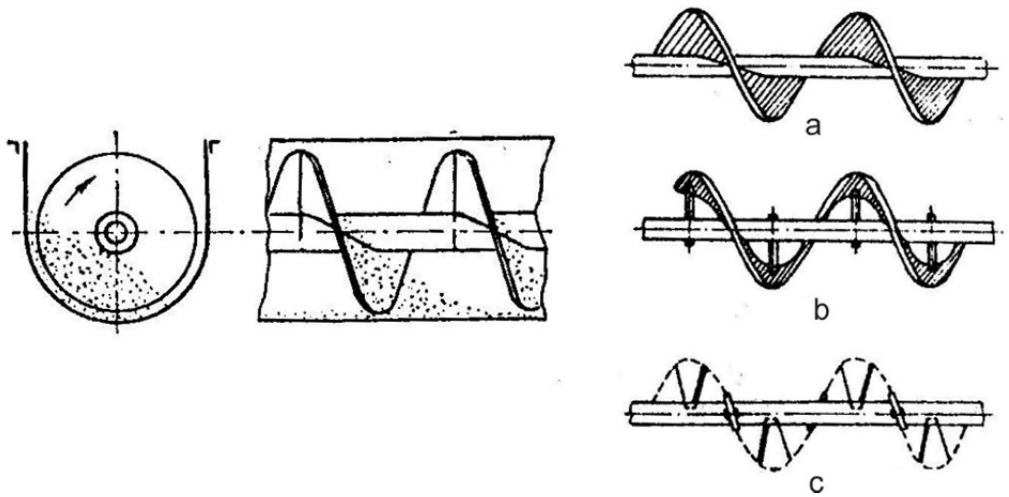


Fig. 7.3. Principiul de lucru al transportoarelor elicoidale, [8]
a) foaie continu; b) bandă continuă; c) braţe individuale

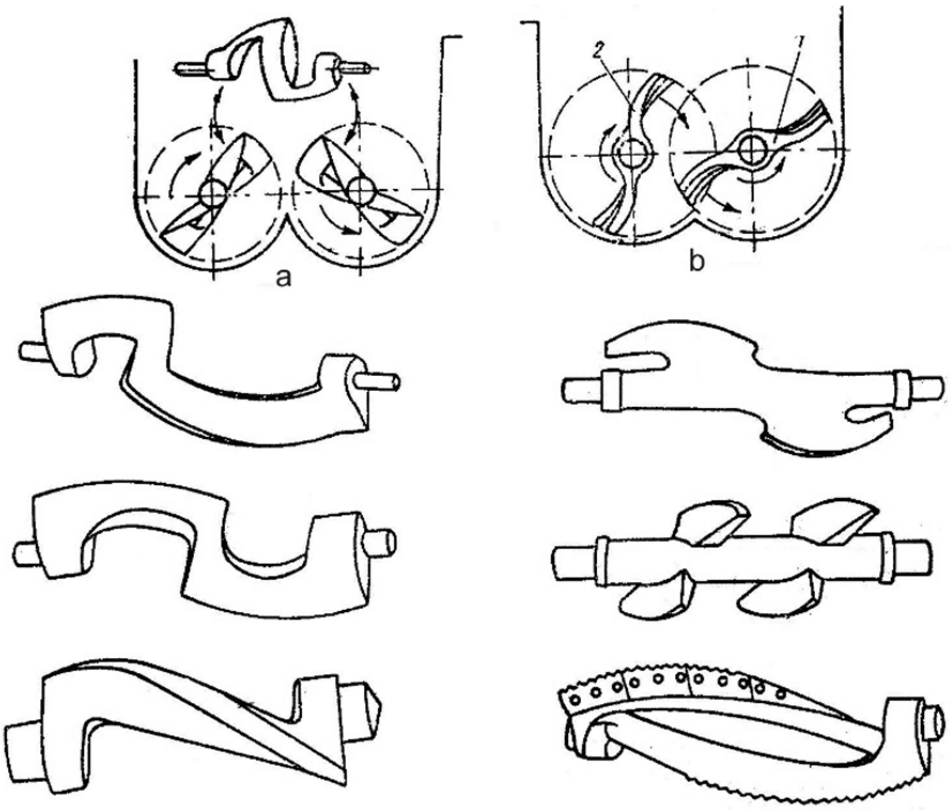


Fig. 7.4. Principiul de funcţionare şi tipuri de braţe pentru malaxoare, [18]

Pentru amestecarea solidelor staţionare cu lichide sau gaze circulante cele mai simple şi eficiente dispozitive sunt **coloanele cu umplutură**. Ele sunt recipienţi cilindrici verticali, având un grătar la partea inferioară pe care este depus solidul, fluidul fiind trimis de obicei gravitaţional şi va circula printre spaţiile libere dintre particulele solide. Procesul de contactare este semicontinuu şi se practică asocierea în paralel a două sau mai multor turnuri. Sistemul este util în instalaţiile de depoluare a debitelor reduse sau medii de materiale. Coloanele cu umplutură se mai utilizează în condiţii de eficienţă foarte bună pentru contactarea gazelor cu lichide în sisteme continue de operare sau pentru capacităţi, (debite), mari de producţie. Pentru o operare eficientă a coloanelor trebuie respectate câteva reguli principale:

- alegerea debitelor şi vitezelor fluidelor în conformitate cu diagramele de curgere bifazică prin umpluturi. În practică se obişnuieşte operarea la 60–80 % din valoarea vitezei de înecare;
- diametrul umpluturii nestructurate şi turnate în grămadă să fie de minimum 20 de ori mai mic decât al coloanei în care este introdusă, $20 \times d_{\text{umplutură}} \ll D_{\text{coloanei}}$;
- distribuirea cât mai uniformă a lichidului pe secţiunea coloanei. Se consideră că 50 de puncte de alimentare cu lichid pe metrul patrat de coloană asigură o udare uniformă;
- redistribuirea lichidului pe înălţimea coloanei. Prin montarea unor colectoare de lichid pe peretele coloanei la 1,5–2 [m] distanţă între ele se combate „efectul de perete”, lichidul fiind readus în centrul coloanei.

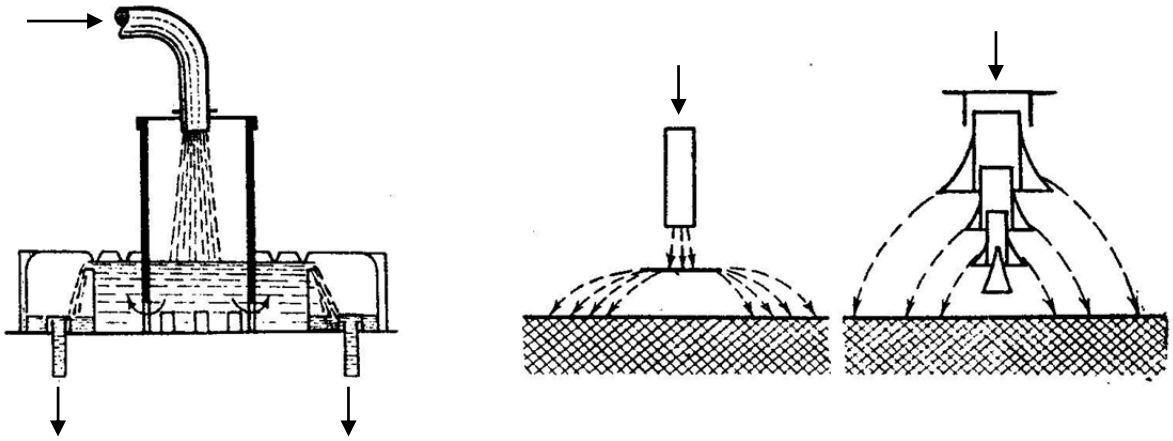


Fig. 7.5. Distribuitoare de lichid, [2, 8]

Amestecarea lichidelor cu cantităţi mici de solide**,** aducerea şi menţinerea în suspensie a solidelor, dizolvarea solidelor uşor sau greu solubile, amestecarea şi încălzirea lichidelor între ele sunt procese care utilizează amestecătoarele obişnuite cu **braţe, elice** sau **turbină.** Aceste agitatoare lucrează la turaţii ridicate, 180–1000 [rpm], sunt cuplate la motor prin intermediul unor reductoare cu număr mic de trepte; generează un spectru de curgere tangenţial, axial ascendent sau descendent în raport cu poziţia unghiului de atac, sunt uşor de confecţionat, montat şi întreţinut.

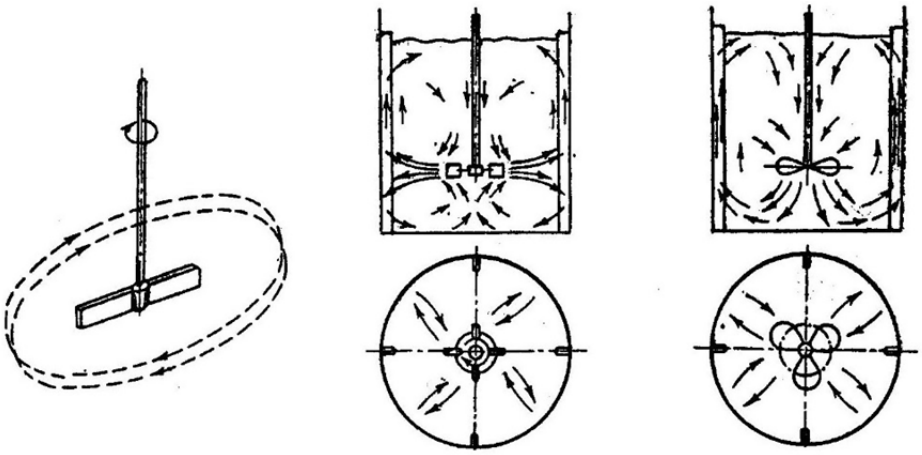


Fig. 7.6. Spectre de curgere generate de agitatoare, [2]

Sunt des folosite atunci când viscozitatea mediului este redusă. Dezavantajul lor îl constituie necesitatea unui studiu asupra spectrului de curgere generat în volumul vasului înainte de alegerea tipului de amestecător.

Amestecătoarele cu **elice,** Fig. 7.8., pot avea trei sau patru palete care sunt plasate la 120 sau 90 grade, fiecare paletă având un pas sau un unghi de atac de obicei 9, 11, 15, 18, 24 şi 30 grade. Se caracterizează prin lungimea la care acest unghi de atac formează o rotaţie completă. Cu cât unghiul este mai mare, pasul este mai mic dar efectul de pompare este mai mare. Totodată creşte puterea necesară şi momentul de pornire este mai ridicat. Tot pentru lichide cu viscozitate scăzută sunt utile amestecătoarele tip **turbină**, Fig. 7.7., în construcţie deschisă sau închisă într-un stator. Ele sunt formate dintr-o tijă pe care sunt plasate palete late drepte sau curbe. Ele lucrează la viteză ridicată 200–600 [rpm] şi crează o turbulenţă puternică locală, un spectru de curgere radial şi au o capacitate de pompare medie spre mare.

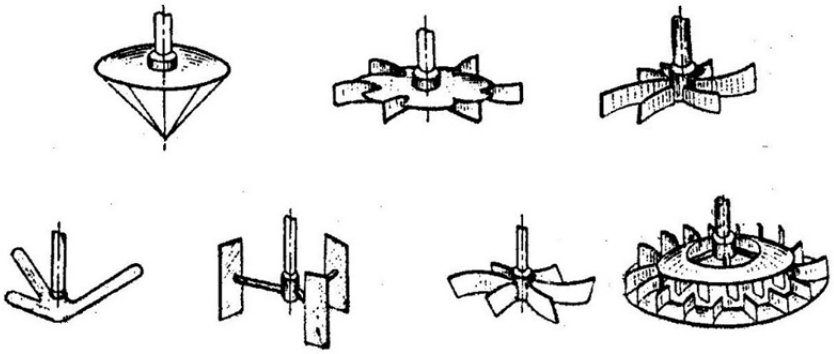


Fig. 7.7. Agitatoare tip turbină, [18]

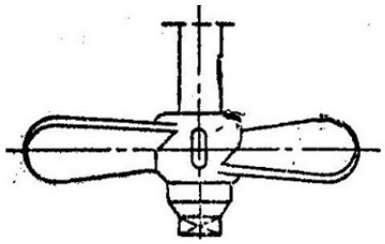


Fig. 7.8. Agitator tip elice, [2]

Amestecătoarele de tip **ancoră** lucrează la viteză de rotaţie redusă, 5–10 [rpm], prezintă o distanţă foarte mică între perete şi amestecător, dă rezultate foarte bune la amestecarea lichidelor vâscoase, care provoacă depuneri, cristalizează, precipită etc.

Pentru amestecarea lichid-lichid sau lichid-gaz direct în conducte sunt utilizate sistemele **injector-ejector** şi **promotorii statici de turbulenţă**. Acestea se bazează pe utilizarea energiei fluxului de fluid pentru antrenarea materialului din imediata vecinătate sau dirijarea de către plăci deflectoare sau elemente special realizate pentru generarea unei turbulenţe cât mai intense.

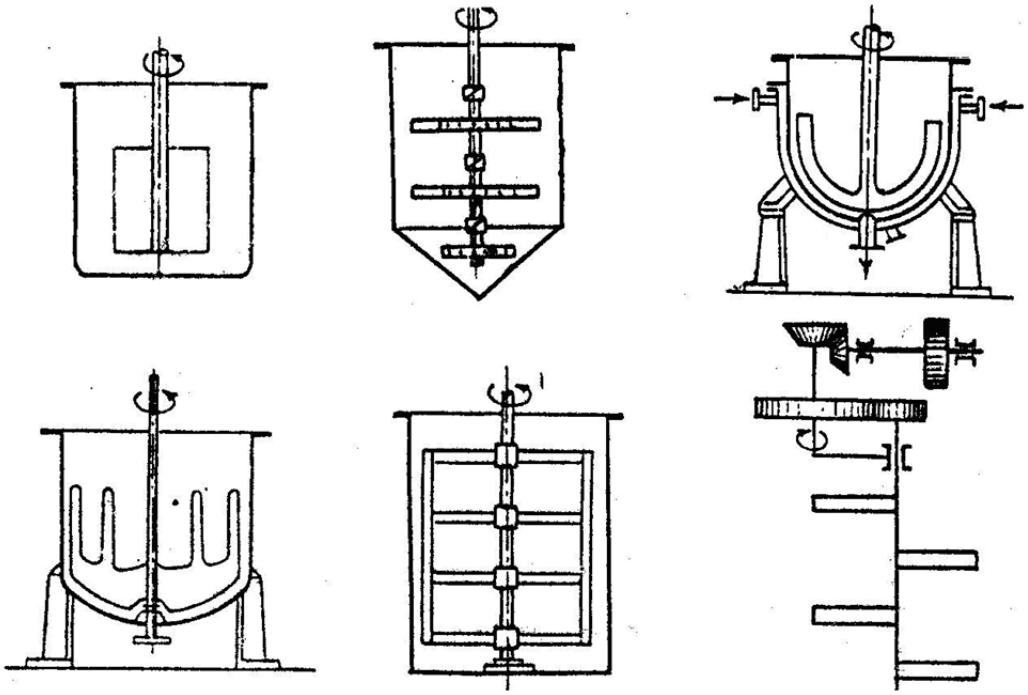


Fig. 7.9. Tipuri constructive de amestecătoare, [2, 8, 18]
a) lopată, (placă); b) cu braţe încrucişate etajate; c) ancoră; d) ancoră dublă; e) cadru cu braţe; f) planetar

Pentru amestecarea lichid-lichid uneori sunt utile şi preferate pompele centrifuge, care transportă şi recirculă amestecul în vase de stocare temporară sau sistemele de barbotare a gazelor sau aburului.

Amestecarea gazelor se realizeaza uşor şi nu necesită de cele mai multe ori dispozitive speciale. Cele mai cunoscute sisteme sunt cele cu tub Venturi, Fig. 7.10. Injectorul este o conductă cu capăt conic ce are rolul de a obţine la ieşire o viteza cât mai mare a jetului de fluid. Gazul care iese din conductă antrenează şi se amestecă cu cel din apropiere, pe care îl transportă mai departe. Sudarea conductelor în „T" sau „Y", în funcţie de debitul gazelor respective, este o metodă simplă de amestecare a gazelor care au aceeaşi presiune.

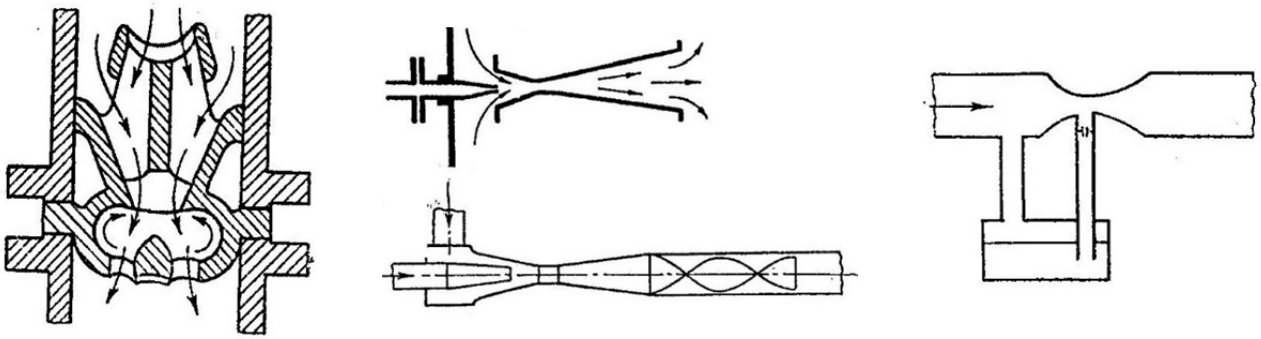
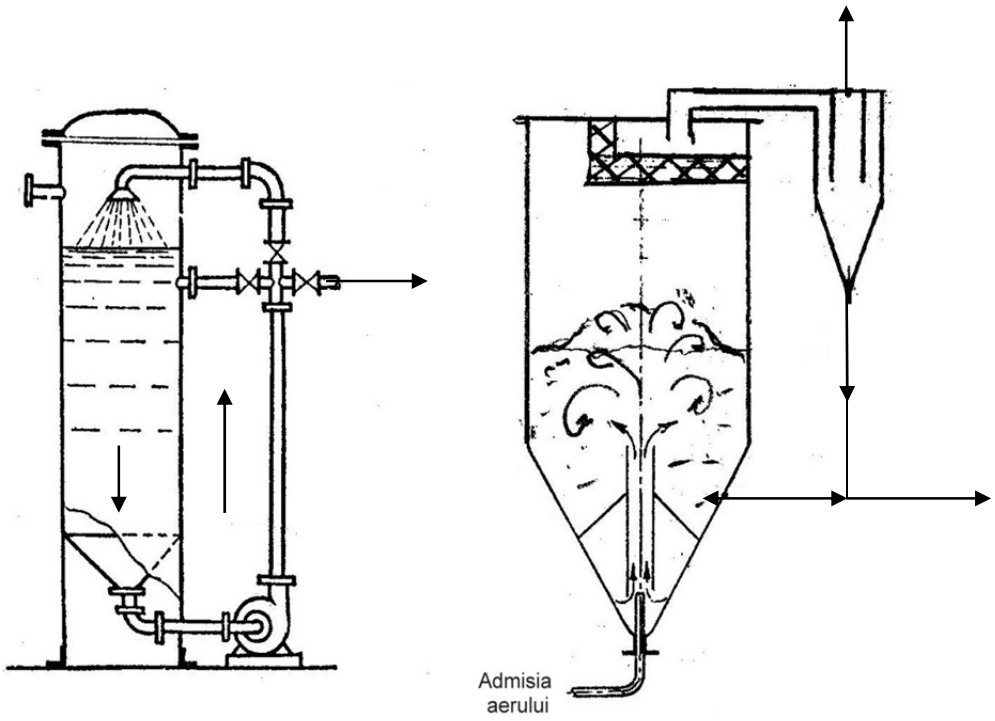


Fig. 7.10. Sisteme statice de amestecare, [18]



a) b)

Fig. 7.11. Amestecare a) prin recirculare, [8], b) prin barbotare, [18]

Relaţii de calcul la amestecarea fluidelor

La amestecarea lichidelor sau a suspensiilor prin barbotarea aerului sau a gazelor, **presiunea** de injectare Δp_T, [Pa], se determină cu relaţia:

$$\Delta p_T = \left(1 + \lambda \cdot \frac{L}{d} + \sum \xi\right) \cdot \frac{\rho_g \cdot w_g^2}{2} + \rho_l \cdot g \cdot H_l \qquad (1)$$

în care: λ este coeficientul de frecare gaz-conducta de injectare, [-];
L este lungimea conductei de alimentare cu aer sau gaz, [m];
d este diametrul interior al conductei, [m];
$\sum \zeta$ este suma coeficienţilor de rezistenţă locală, [-];
ρ_g, ρ_l sunt densităţile gazului, respectiv lichidului amestecat, [Kg/m^3];
w_g este viteza gazului în conductă, [m/s];
g este acceleraţia gravitaţională, [m/s^2];
H_l este înălţimea stratului de lichid amestecat, [m].

La valoarea presiunii astfel calculate, se mai adaugă un supliment de 3–5 [%].

Debitul de aer sau de gaze pe unitatea de suprafaţă care este necesar amestecării este:

- amestecare slabă sau puţin intensă: 0,25–0,40 [$m^3/m^2 \cdot min$];
- amestecare medie: 0,45–0,65 [$m^3/m^2 \cdot min$];
- amestecare intensă: 0,70–1,0 [$m^3/m^2 \cdot min$].

Pentru **amestecarea lichidelor sau a suspensiilor cu amestecătoare mecanice** pentru sisteme asemenea din punct de vedere geometric, (similitudine de formă şi de dimensiune), se utilizează relaţia de asemănare:

$$K_N = \frac{c}{Re^m} \tag{2}$$

în care: c şi m sunt constante caracteristice tipului de agitator şi regim de amestecare prezentate în anexă;

K_N este criteriul Puterii sau criteriul Euler la amestecare:

$$K_N = \frac{P}{\rho_l \cdot n^3 \cdot d_{ag}^5}, \tag{3}$$

Re este criteriul Reynolds pentru amestecare:

$$Re = \frac{w_{ag} \cdot d_{ag} \cdot \rho_l}{\eta_l} = \frac{n \cdot d_{ag}^2 \cdot \rho_l}{\eta_l}. \tag{4}$$

Notaţiile reprezintă următoarele mărimi:

P este puterea necesară creării turbulenţei la amestecare, [W];
ρ_l este densitatea lichidului sau amestecului, [Kg/m^3];
η_l este viscozitatea lichidului sau amestecului, [$Pa \cdot s$];
n este turaţia amestecătorului, [rot/s];
d_{ag} este diametrul agitatorului, [m];
w_{ag} este viteza periferică a agitatorului: $w_{ag} = \pi \cdot n \cdot d_{ag}$, [m/s].

Puterea necesară pentru crearea turbulenţei la amestecarea materialelor fluide se mai poare determina din diagrama de dependenţă $K_N = f(Re)$, prezentată mai jos.

Intensitatea amestecării este determinată de cifra Reynolds, Re.

$Re < 50$ regim laminar de amestecare, $Re > 50$ regim turbulent de amestecare

Similitudinea la amestecarea lichidelor şi suspensiilor trebuie să ia în considerare atât geometria vasului şi a amestecătorului cât şi rapoartele dintre mărimile acestora, adică: H/D, H/d, H/h, D/d, D/h, d/h etc.

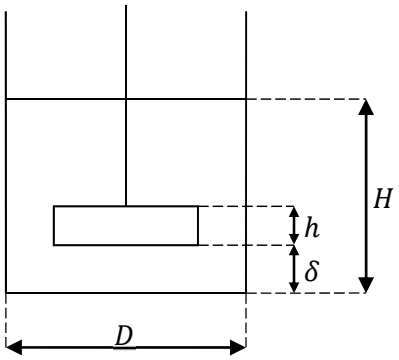


Fig. 7.12. Schema şi notaţiile unui vas cu amestecător

Pentru ridicarea la scară a vaselor cu amestecare se utilizează în principal variantele:

a) gradul de turbulenţă identic, ceea ce conduce la relaţia: $Re_{\text{model}} = Re_{\text{prototip}}$, soluţie adoptată în cazul transferului termic, (încălzirea şi răcirea lichidelor), dizolvarea solidelor, menţinerea corpurilor în suspensie;

b) putere de amestecare identică pe unitatea de volum, $P_{\text{model}}/m^3 = P_{\text{prototip}}/m^3$, cale acceptată pentru cazul amestecării materialelor vâscoase, a pastelor, amestecurilor solid-lichid, a nămolurilor;

c) similitudine parţială, recomandată pentru sistemele fermentative, cazul fluidelor nenewtoniene, reacţii generatoare de gaze etc.

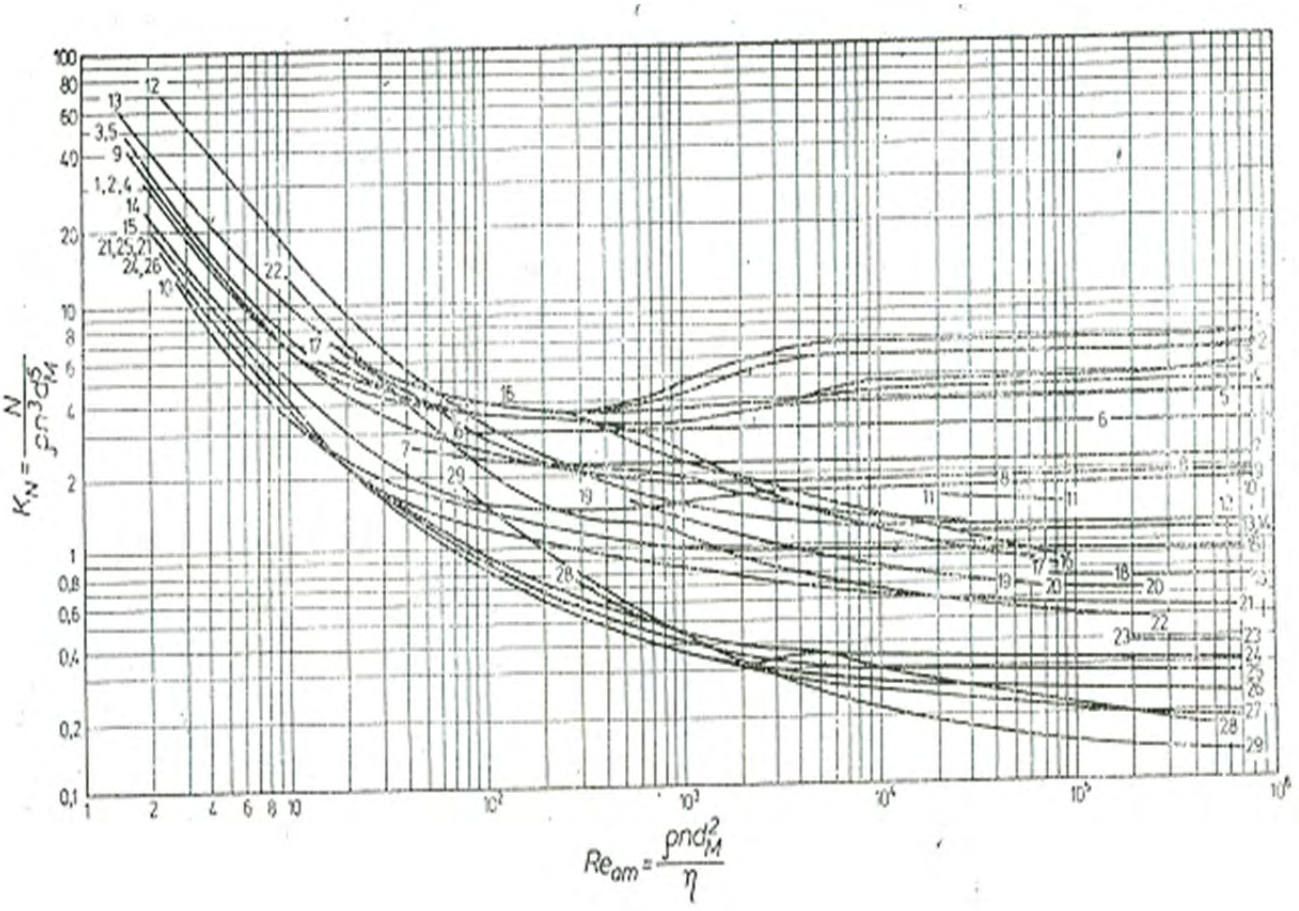


Fig. 7.12. Diagrama de corelare $K_N - Re$, [4]

Alte sisteme de contactare a materialelor

În cazul în care printr-o coloană sau conductă solidul granular coboară într-o mişcare lentă în contracurent cu produsul lichid sau gazos, sistemul se numeşte **strat mobil.** Contactarea materialelor este foarte bună, la fel gradul de utilizare al solidului, a cărui timp de staţionare în aparat poate fi reglat în raport cu necesităţile. Faza fluidă, ca şi cea solidă, se poate recircula până la atingerea parametrilor impuşi, astfel încât randamentul de reacţie şi eficienţa finală a contactării sunt maxime. Dezavantajul sistemului este legat de costurile ridicate solicitate pentru aparatura propriu-zisă, de sistemele anexe de măsură şi control precum şi de funcţionarea acestora. Sistemele sunt utilizate la depoluarea avansată a efluenţilor lichizi sau gazoşi.

Stratul fluidizat a fost utilizat de Winkler încă din 1923 la scară pilot pentru gazeificarea cărbunilor, iar aplicarea pe scară industrială a început din 1932. Principiul este următorul: pe sub un strat de material solid granular depus pe o sită intră agentul de fluidizare, gaz sau lichid. Când presiunea dinamică a fluidului echilibrează greutatea stratului de particule, acestea intră într-o stare de mişcare dezordonată, de agitaţie, datorită frecărilor şi interacţiunilor dintre ele şi fluid.

Fenomenologia procesului depinde în special de viteza gazului. Pentru comoditate se utilizează termenul de **viteză fictivă**, adică debitul raportat la secţiunea aparatului considerat gol. Acest mod de exprimare elimină dificultatea determinării vitezei reale a fluidului în spaţiul cu dimensiuni variabile dintre particulele solide. În lipsa curgerii agentului de fluidizare, stratul de granule este fix, particulele aşezându-se cât mai compact datorită echilibrului natural. La viteze mici, agentul de fluidizare se strecoară prin spaţiile goale din particule, fără a deranja poziţia lor. Fenomenul este asemănător străbaterii unei umpluturi de către un fluid sau a parcurgerii de către un lichid a unui mediu poros. Acest domeniu de viteze a agentului de fluidizare se numeşte **domeniu de filtrare**, (1), Fig. 7.13.

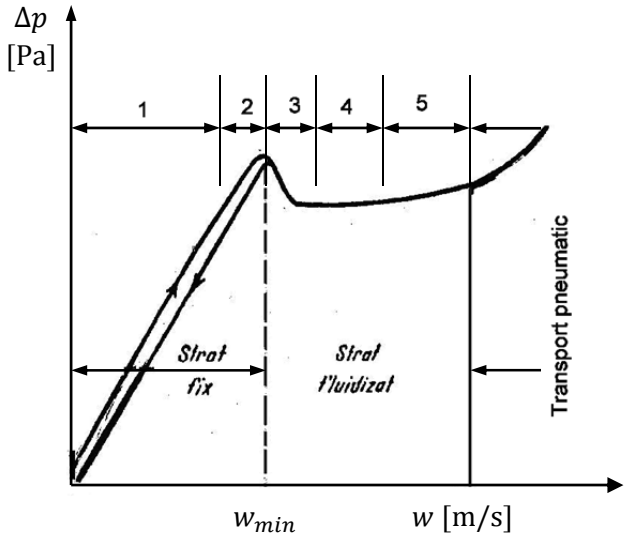


Fig. 7.13. Diagrama de fluidizare $\Delta p - w_f$, [2]

Mărindu-se viteza agentului de fluidizare, (debitul şi implicit presiunea dinamică), acesta îmbracă particulele cu un strat de fluid cu rol „lubrifiant", iar cele mai mici particule intră într-o stare de vibraţie plutind pe curentul fluid. Acest lucru se observă bine la partea superioară a stratului de solid. Învelirea particulelor cu un film fluid, face ca frecarea dintre particule să se reducă, acestea tinzând la un aranjament mai afânat, care să ofere o rezistenţă cât mai redusă la trecerea fluidului. Afânarea stratului are drept urmare creşterea în volum a stratului, **expandarea** sa, (2). La expandare maximă particulele se sprijină unele de celelalte doar prin intermediul filmului iluzoriu de fluid, echilibrul lor fiind instabil, aşa încât o mică majorare a vitezei sau debitului duce la mobilizarea întregului strat, fluidul trecând uşor printre particule. Particulele devin astfel independente în mişcarea lor, întregul

strat luând aspectul unui fluid. Datorită mişcărilor şi rearanjărilor particulelor din strat, se produc segregări a materialului, acest fenomen fiind nestabil. Este domeniul **fluidizării incipiente,** (3), iar viteza fluidului în acest moment se numeşte viteză critică sau minimă de fluidizare, w_{min}ărind viteza fluidului se atinge domeniul **fluidizării liniştite,** (4), caracterizată vizual de existenţa unei circulaţii a particulelor în sens ascendent la centru şi în sens descendent în zona de contact cu peretele şi de o suprafaţă netă de delimitare a solidului de fluidul de deasupra sa.

Crescând în continuare debitul sau viteza agentului de fluidizare, circulaţia granulelor se intensifică foarte mult, stratul de solid nu mai este net separat de fluidul de deasupra, apar zone cu bule de fluid care circulă în masa stratului fie orizontal, pistonări, fie vertical, canalizări, curgeri preferenţiale şi porţiuni cu material solid relativ stagnant, intensitatea mişcării generale creşte, la fel volumul total al stratului, acesta luând aspectul unui lichid în fierbere. Este domeniul **fluidizării turbulente**, (5). La o creştere şi mai mare a vitezei fluidului, se observă o turbulenţă din ce în ce mai crescută, suprafaţa de separare dintre strat şi fluid devine difuză din acuza faptului că particulele mai mici pot fi antrenate din strat şi transportate simultan cu curentul de fluid, acesta fiind domeniul **transportului hidraulic**, (6). Reducând debitul de fluid, (viteza), fenomenele se petrec în sens invers, adică de la fluidizarea turbulentă spre cea liniştită, incipientă apoi compactarea stratului. Volumul de solid nu ajunge imediat la nivelui iniţial datorită eliminării treptate a fluidului dintre particule şi a rearanjării granulelor. Vibraţiile sau şocurile grăbesc desorbţia şi aşezarea particulelor în poziţia de echilibru minim. Spaţiile mai mari dintre granule conduc la o pierdere de presiune mai mică, apărând astfel fenomenul de **histereză** al fluidizării.

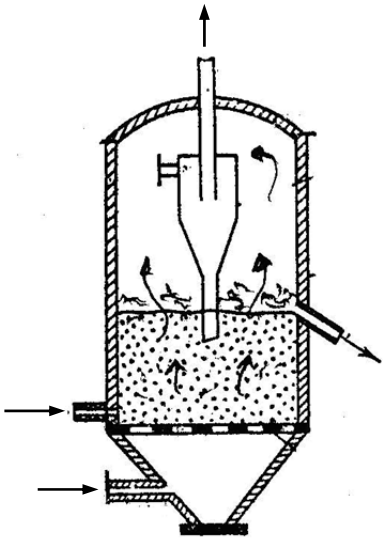


Fig. 7.14. Schema unui aparat de fluidizare, [2]

Datorită caracteristicilor de fluid ale amestecului solid granular-agent de fluidizare, ansamblul se comportă ca atare, deci are densitate şi viscozitate proprie, exercită presiune hidrostatică, curge, îşi menţine suprafaţa orizontală etc. Fluidizarea este utilizată pe scară largă tocmai datorită acestor caracteristici de fluid a amestecului, proprietăţi care generează intensităţi mari a proceselor, omogenitate ridicată la scară globală, pierderi reduse de presiune, manevrare comodă a materialelor, posibilitatea de a opera continuu sau semicontinuu, contactare intimă între două sau chiar trei faze, comoditatea de recirculare atât a solidului cât şi a fluidului, posibilităţi de automatizare şi control simple. Dintre dezavantaje se numără energie mare consumată la mărunţirea solidelor şi vehicularea gazelor, apariţia prafului în fluxul de evacuare, ceea ce solicită sisteme de separare ulterioară.

În cazul fluidizării **trifazice,** stratul de solid este parcurs concomitent atât de un lichid, cât şi de un gaz. Avantajele sunt legate de contactarea foarte bună a materialelor indiferent de raportul cantitativ dintre acestea, dezavantajul este dat de complexitatea aparaturii şi a sistemelor anexe. **Viteza minimă de fluidizare** se poate determina fie cu relaţia lui Rowe, cu alte relaţii criteriale sau din diagrame specifice, [19, 20], vezi şi Fig. 8.15.

$$w_{min} = 8{,}1 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_f) \cdot d_s^2}{\eta_f}, \tag{5}$$

$$Re_{cr} = \frac{Ar}{1400 + 5{,}22 \cdot \sqrt{Ar}}, \tag{6}$$

$$Re_{cr} = \frac{w_{min} \cdot d_s \cdot \rho_f}{\eta_f}, \tag{7}$$

$$Ar = \frac{d_s^3 \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \rho_f \cdot g}{\eta_f^2}, \tag{8}$$

unde indicii s şi f sunt pentru solid şi fluid, d_s fiind diametrul granulei, [m], ρ este densitatea, [Kg/m^3], η viscozitatea dinamică [Pa · s], iar g acceleraţia gravitaţională [m/s^2]. Pentru criteriul Reynolds, Re, se utilizează **viteza fictivă** a fluidului, w_f, care se calculează prin raportarea debitului volumic al fluidului la secţiunea considerată „goală" a aparatului, (coloanei):

$$w_f = \frac{Q_v}{S}. \tag{9}$$

În practică se utilizează pentru operare viteze de fluidizare ceva mai mari decât cea minimă, pentru a avea o funcţionare stabilă a inatalaţiei. Raportul dintre viteza practică de lucru şi cea minimă se numeşte **indice de fluidizare:**

$$K_w = \frac{w}{w_{min}}. \tag{10}$$

Pierderea totală de presiune în stratul fluidizat (ΔP_{st}) se compune din: Δp_1, pierderea de presiune datorită frecării fluid – particule; Δp_2, pierderea de presiune datorită frecării gazului de pereţii vasului; Δp_3, pierderi de presiune datorate frecării granulelor cu pereţii vasului şi datorită ciocnirilor dintre ele:

$$\Delta P_{st} = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3. \tag{11}$$

Δp_2 se poate neglija la $D/H \leq 10$;

Δp_3 se poate neglija la $Re < 10$; adică atunci când agitaţia particulelor este redusă;

D este diametrul coloanei; [m];

H este înălţimea stratului fix,[m].

În timpul fluidizării, ΔP_{st} este aproximativ egală cu presiunea hidrostatică a stratului fluidizat, practic, pierderea de presiune echilibrează greutatea stratului:

$$\Delta P_{st} = (1 - \varepsilon_w) \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot h_{wg}, \tag{12}$$

în care: $\varepsilon_w$este porozitatea stratului la viteza w de fluidizare, [–];

h_w este înălţimea stratului fluidizat la viteza w, [m];

ε_0 este porozitatea stratului la viteză nulă, (porozitatea stratului fix), dată de relaţia:

$$\varepsilon_0 = \frac{V_0 - V_s}{V_0} = \frac{V_0 - \frac{M}{\rho_s}}{V_0} = 1 - \frac{\rho_{gr}}{\rho_s}, \tag{13}$$

în care: M este masa materialului granular, [kg];

V_0 este volumul stratului de granule la viteză nulă, [m^3];

ρ_{sf} este densitatea stratului fluidizat, [Kg/m^3];

ρ_{gr} este densitatea în grămadă a stratului granular, (densitatea aparentă), [Kg/m^3].

$$\rho_{gr} = \frac{M}{V_0} \text{ [Kg/m}^3\text{]} \tag{14}$$

$$\rho_{sf} = \frac{M_{sf}}{V_{sf}} = \rho_{gr} \cdot \left(\frac{H_0}{H_{sf}}\right) \tag{15}$$

Pierderea de presiune a fluidului care trece prin stratul fluidizat se determină cu relaţia:

$$\Delta p_{sf} = (\rho_s - \rho_f) \cdot g \cdot (1 - \varepsilon) \cdot H_{sf} = (\rho_s - \rho_f) \cdot g \cdot (1 - \varepsilon_0) \cdot H_0, \tag{16}$$

unde H_0 şi H_{sf} sunt înălţimile stratului fix şi fluidizat, ε_0 şi ε fiind porozitatea stratului fix respectiv fluidizat. Relaţia de legătură între ele este:

$$H = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} \cdot H_0. \tag{17}$$

Porozitatea stratului fluidizat poate fi calculată cu relaţia:

$\varepsilon = \left(\frac{18 \cdot \mathrm{Re} + 0{,}36 \cdot \mathrm{Re}^2}{Ar}\right)^{0{,}21}$, (18), sau din diagramele de corelare a criteriilor Liascenko şi Arhimede. **Viteza reală** a fluidului în strat se determină cu relaţia: $w = \frac{w_f}{\varepsilon}$. Viteza curentului de fluid la care particulele din strat trec în stare de suspensie şi sunt evacuate din aparat se numeşte **viteză de antrenare,** w_{antr}. Ea corespunde începutului de distrugere a stratului fluidizat prin pierderea solidului monodispers. În diagrama Li–Ar, Fig.. 8.15.,această viteză corespunde situaţiei ε=1. Ea se mai poate determina cu relaţia:

$\mathrm{Re}_{antr} = \frac{Ar}{18 + 0{,}61 \cdot \sqrt{Ar}}$, (19), $\mathrm{Re}_{anrtr} = \frac{w_{antr} \cdot d_s \cdot \rho_f}{\eta_f}$, (20).

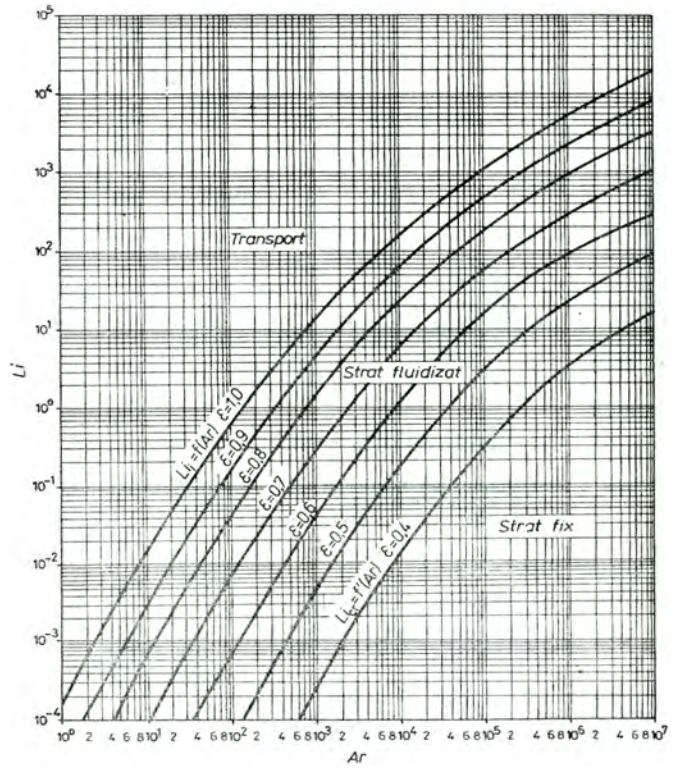


Fig. 7.15. Diagrama de corelare $Li = f(Ar)$ la fluidizare, [5]

Pentru particule cu formă oarecare se admite că:

$$d_{ech} = \Phi \cdot d_{sf} \text{ [5]},$$

unde:

$\Phi = \sqrt{0{,}207 \cdot \frac{S}{V^{2/3}}}$; $d_{sf} = 1{,}24 \cdot \sqrt[3]{V}$,

- V este volumul particulei, [m^3], – S este suprafaţa particulei, [m^2].

Pentru sistemele polidisperse, diametrul echivalent se determină cu relaţia:

$$d_{ech} = \frac{1}{\sum_{1}^{n} \frac{x_i}{d_i}},$$

unde: n este numărul de fracţii, [-];

d_i este dimensiunea medie a sitei pentru fracţia i, [m] (media dintre dimensiunile sitelor succesive);

x_i este masa fracţiei i, în părţi în greutate.

Durata medie de staţionare, τ_0, a particulelor în stratul monodispers este:

$$\tau_0 = \frac{M}{L},$$

unde M este masa solidului din strat, [kg] şi L este debitul de solid, [kg/s].

Fracţia x de particule care au timpul de staţionare egal sau mai mare decât τ este:

$$x = e^{-\frac{\tau}{\tau_0}}.$$

Pentru aparatele cu n straturi în serie:

$$x_n = \left[1 + \frac{\tau}{\tau_0} + \frac{1}{2!} \cdot \left(\frac{\tau}{\tau_0}\right)^2 + \ldots + \frac{1}{(n-1)!} \cdot \left(\frac{\tau}{\tau_0}\right)^{n-1}\right] \cdot e^{-\frac{\tau}{\tau_0}}.$$

8. Flotația

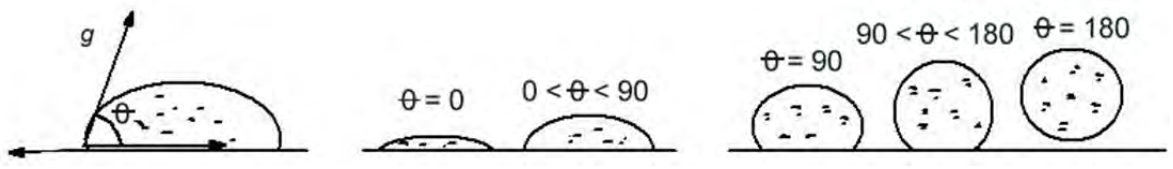
Termenul de flotație derivă de la verbul francez „flotter” ce înseamnă a pluti. Flotația este un procedeu tehnic prin care particule solide sau picături de lichide sunt antrenate şi ridicate la suprafața unei dispersii lichide prin intermediul unor bule de gaz sau de aer. Ca mod de lucru, amestecul inițial format din dispersia apoasă ce conține materialul solid fin divizat sau emulsia este amestecat cu bule fine de gaz. Acestea aderă la interfața solid-lichid sau lichid-lichid a particulelor şi prin micşorarea greutății lor aparente le ridică la suprafața amestecului sub formă de spumă, care se colectează şi se prelucrează în continuare. Particulele cu greutate aparentă mai mare decât a amestecului dispers vor cădea la fundul recipientului, de unde pot fi colectate şi evacuate separat.

Principiul de operare se bazează pe modificarea energiei potențiale globale a sistemului acționând asupra unor componenți ai amestecului. Prin generarea bulelor de gaz în amestecul dispers apare o creştere importantă a interfeței lichid-gaz, fapt care duce la o creştere a energiei interfaciale totale. Cantitatea de energie a sistemului este dată de produsul dintre suprafața generată şi tensiunea superficială a interfeței. Cum toate sistemele naturale tind spre o poziție energetică minimă, sistemul spumat format din solid, lichid şi gaz nu este stabil din cauza energiei suplimentare introdusă în sistem de către aerul insuflat. Stabilizarea sistemului se poate face prin reducerea energiei globale a amestecului de flotație şi poate fi efectuată prin acționarea asupra componenților sistemului. Aceştia sunt: cantitatea şi compoziția fazei apoase, textura şi dimensiunile solidului, cantitatea şi finețea distribuției gazului. Uzual se acționează asupra tensiunii interfaciale prin adăugarea de agenți tensioactivi, spumanți sau detergenți, care scad tensiunea interfacială, regulatori de pH şi diverse săruri care măresc tăria ionică a amestecului, dar şi prin generarea unei populații de bule de gaz mai fine şi uniforme sau reducerea cât mai mult a dimensiunilor particulelor solide.

Aderarea bulelor de gaz la suprafața solidului din masa de lichid este dependentă de umectabili–tatea solidului, adică de capacitatea celor două materiale compacte să se acopere reciproc, fenomen generat de interacțiunile forțelor moleculare de la interfața sistemului solid-lichid-gaz. Întotdeauna în cazul flotației există trei tipuri de interfețe, s–l, s–g, l–g, fiecare cu caracteristicile sale specifice. Forțele intermoleculare din cadrul unei faze mențin coeziunea acesteia. La contactul cu o altă fază, apar influențe reciproce între moleculele celor două faze care se manifestă la limita dintre cele două medii. În cadrul unei interfețe, tensiunea superficială este dată de tăria interacțiunilor dintre moleculele celor două medii în contact. Rezultanta forțelor intermoleculare manifestate la interfețe generează umectabilitatea solidului. Gradul de umectabilitate se exprimă cantitativ prin valoarea unghiului de udare, θ, unghi format între planul solidului şi interfața lichidă, în interiorul lichidului. Echilibrul forțelor intermoleculare care apar la limita de contact solid-lichid-gaz poate fi redată prin relația Young:

$$\gamma_{s-g} - \gamma_{s-l} = \gamma_{l-g} \cdot \sin\theta \, ;$$

în care γ este tensiunea interfacială, [N/m], dintre fazele amestecului.



cazul 1: „udare” cazul 2: „neudare”

Fig. 8.1. Unghiul de udare al materialelor

1. Când lichidul udă solidul, unghiul de contact tinde la 0°, lichidul întinzându-se pe suprafaţa solidului într-un strat subţire. Este cazul solidelor cu energie internă mare, între moleculele căruia şi cele ale lichidului există legături puternice. Exemplele practice sunt: apă-silicaţi, apă-metale curate, apă-oxizi metalici; apă-celuloză, apă-proteine.
2. Când lichidul nu udă solidul, unghiul de contact este maxim şi tinde la 180°. Este cazul interacţiunilor slabe dintre moleculele solidului şi ale lichidului, de exemplu: apă-parafină; apă-grăsimi solide; apă-polimeri hidrocarbonaţi; mercur-sticlă.

Majoritatea cazurilor practice şi de interes tehnic sunt cuprinse între aceste limite extreme. De regulă, materialele ce sunt asemănătoare din punct de vedere chimico-structural se udă reciproc în mare măsură, cele de natură foarte diferită se udă prost. Gradul de umectabilitate este în final rezultatul structurii fizico-chimice a constituţiei moleculare. Unghiul de udare se determină prin măsurători de laborator şi depinde puternic de compoziţia fazelor luate în discuţie. De aceea se recomandă utilizarea de fiecare dată a valorilor unghiului de udare măsurat experimental, estimările sau evaluările având un grad mare de incertitudine.

În studiul ingineriei mediului, faza gazoasă este de obicei aerul atmosferic, dar în cazuri particulare apar pe lângă aer gazele de descompunere a materialelor organice, gaze de neutralizare a unor noxe sau oxigenul insuflat în vederea accelerării unor procese biologice de epurare. Faza lichidă este aproape exclusiv apa sau soluţii extrem de diluate de săruri. De obicei solidele sunt de natură silicatică, proteică sau hidrocarbonată, uneori solidele fiind produşii de denocivizare ai fluxurilor de evacuare. Pentru cazul flotaţiei, un grad redus de umectabilitate, adică lipsa de contact între solid şi lichid generează o aderenţă bună a bulelor de gaz de partea solidă, deci un transport sigur a particulelor solide înspre suprafaţă. Udarea solidului de către lichid conduce la sedimentarea sa.

Modificarea gradului de umectabilitate se poate realiza prin adausul de materiale care se adsorb la interfaţa solid-lichid şi schimbă energia interfacială. Din punct de vedere tehnic aceşti aditivi sunt clasificaţi în trei categorii:

1) spumanţi;
2) colectori;
3) modificatori:
    a) activatori;
    b) depresanţi;
    c) regulatori de pH;
    d) floculanţi sau agenţi de dispersie.

Spumanţii sunt agenţi activi de suprafaţă sau tensioactivi şi au rolul de a menţine spuma generată de bulele de aer cât mai stabilă, astfel ca ea să poată fi colectată, manipulată şi prelucrată ulterior. Totodată, spuma trebuie să poată a fi distrusă în momentul prelucrării ulterioare, acest fapt solicitând şi preţ scăzut pentru materialele spumante, dar şi o toxicitate cât mai redusă. Accesibilitatea şi biocompatibilitatea sunt alte calităţi necesare tensioactivilor, aceştia intrând în cantităţile cele mai mari ca aditivi la flotaţie. Aceste materiale tensioactive conţin în structura moleculei o parte hidrofobă şi una hidrofilă, adică sunt sisteme amfifile. Ele sunt notate sub forma unui cerculeţ ce reprezintă partea hidrofilă, continuată de o linie care indică partea hidrocarbonată. Moleculele amfifile au proprietăţi speciale datorită prezenţei în moleculă a părţilor cu caracteristici foarte diferite. Cea mai importantă proprietate este afinitatea specifică faţă de materialele hidrofile sau hidrofobe şi anume: molecula amfifilă se ataşează de un alt material cu partea cu care seamănă cel mai mult. Comportarea moleculelor amfifile faţă de apă se manifestă astfel:

– partea hidrofilă a moleculelor va fi atrasă de apă şi tinde să se înglobeze în masa de apă datorită forţelor de interacţiune dintre OH-ul apei şi grupele polare ale amfifilului;

– restul moleculei agentului tensioactiv, care este hidrofobă, nu are afinitate faţă de apă şi se ordonează la suprafaţa ei. Dacă numărul de molecule tensioactive este suficient de mare, întreaga suprafaţă liberă a lichidului se va acoperi cu un strat de molecule amfifile aranjate cu partea hidrofilă înspre faza apoasă şi cu partea hidrofobă înspre exterior. Rezultă un singur strat de molecule de amfifil plasate ordonat la suprafaţa apei, de aceea acest aranjament se mai numeşte **monostrat** sau **strat monomolecular.** Dacă se continuă creşterea concentraţiei de amfifil din apă, moleculele acestuia se vor ataşa între ele prin părţile de aceeaşi natură formând **multistraturi.** Dispersarea moleculelor amfifile în masa de lichid conduce la formarea de **micele**, structuri ordonate de molecule amfifile de formă sferică plasate cu partea hidrofilă spre lichidul polar. Mărimea micelelor depinde de structura amfifilului care este dată de natura chimică a părţii hidrofile şi părţii hidrofobe precum şi de concentraţia acestuia. Datorită faptului că în interiorul micelelor există un spaţiu hidrofob şi în exterior o parte hidrofilă, dacă pe lângă amfifil există un material hidrofob, acesta este atras preferenţial din masa de apă în interiorul micelei. Substantele amfifile sunt în general materiale greu solubile în apă. Solubilitatea lor depinde de masa moleculară şi creşte foarte puţin cu temperatura, până în momentul în care începe formarea micelelor; după care solubilitatea creşte brusc. Tensiunea superficială a lichidului scade cu creşterea concentraţiei amfifilului până la concentraţia critică micelară, după care se menţine practic constantă.

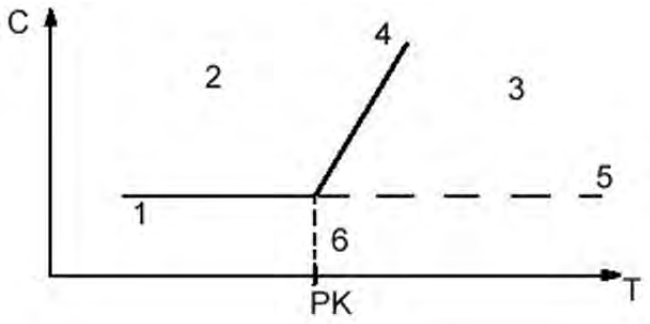


Fig. 8.2. Solubilitatea tensioactivelor în funcţie de temperatură
1 – domeniul fazei condensate solidă sau lichidă; 2 – domeniul soluţiei „ionice”; 3 – domeniul „soluţiilor” micelare; 4 – curba de solubilitate; 5 – curba concentraţiei critice micelare, CCM; 6 – punctul Krafft, PK

În funcţie de structura lor chimică generală, [21], de sarcina electrică a părţii hidrofile tensioactivele sunt grupate în trei mari clase:

I. Materiale amfifile anionice;

II. Materiale amfifile cationice;

III. Materiale amfifile neionice.

Cei mai cunoscuţi **agenţi anionici** sunt:

– sărurile metalelor alcaline a acizilor graşi, materiale numite popular săpunuri:

$$R-COO^-Na^+, \quad R-COO^-K^+, \quad R-COO^-NH_4^+.$$

– sărurile metalelor alcaline a acizilor alchil/arilsulfonici, de exemplu alchil-benzen sulfonaţii de sodiu, potasiu sau amoniu:

$$R-C_6H_4-SO_3-Na^+, \quad R-C_6H_4-SO_3-K^+, \quad R-C_6H_4-SO_3-NH_4^+.$$

– sărurile de sodiu, potasiu sau amoniu ale alcoolilor sulfataţi:

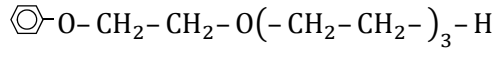
$$R-O-SO_2-O^-Na^+, \quad R-O-SO_2-O^-K^+, \quad R-O-SO_2-O^-NH_4^+.$$

Grupările funcţionale $-SO_3^-$, $-O-SO_3^-$, $-COO^-$ sunt printre cele mai hidrofile.

Agentii cationici provin în special de la sărurile cuaternare de amoniu alifatice sau şi aromatice: $R(CH_3)_3N^+Cl^-$, sau de tip $R_3Ar-N^{+-}C$;

Agentii neionici cei mai importanţi sunt polietilenoxizii şi derivaţii lor, esterii glucozei şi mono- şi diesteri ai glicerinei:

- fenol–tetraetoxilat:



- polietilenoxid:

$$HO-(CH_2-CH_2-O-)_n-H$$

De natura şi structura chimică a părţilor hidrofile şi hidrofobe depind şi proprietăţile acestor materiale. Pentru evaluarea cantitativă şi calitativă a acestor amfifili s-a introdus noţiunea de **HLB,** (hidrofobic-hidrofilic balance). In mod uzual HLB are valori cuprinse între 3 şi 38 şi se calculează din contribuţiile de grup pentru fiecare tip de atom din moleculă, [21]:

$$HLB = \sum(\text{gr. hidrofile}) - \sum(\text{gr. hidrofobe}) + 7.$$

Grupări hidrofile		**Grupări hidrofobe**	
gruparea sulfat de sodiu $Na^+SO_4^-$–	38,7	$-CH=$	0,475
gruparea potasiu $K^{+-}OOC-$	21,1	$-CH_2-$	0,475
gruparea sodiu $Na^{+-}OOC-$	19,1	$-CH_3$	0,475
gruparea sulfonică $Na^{+-}O_3S-$	11,0	$=C=$	0,475
azotul cuaternar $\equiv N^+$	9,4	$-CF_2-$	0,870
gruparea esterică $R_2-(COO)-R_1$	2,4		
gruparea acidă – COOH	2,1		
HO–	1,9		
oxigenul din eteri – O–	1,3		
– OH din sorbitani	0,5		

Dacă valoarea *HLB* este cuprinsă între 3 si 6, amfifilii se folosesc drept emulgatori A/U (generare de emulsii de tipul „apă în ulei”);

- la valori cuprinse între 7 şi 9 amfifilii se folosesc ca agenţi de udare sau de înmuiere;
- la valori cuprinse între 8 şi15 amfifilii se folosesc ca emulgatori de tip U/A;
- la valori cuprinse între 13 şi15 amfifilii se folosesc ca detergenţi;
- la valori cuprinse între 15–18 amfifilii se folosesc ca solubilizatori.

Colectorii, numiţi şi **promotori** sunt alţi aditivi de bază în flotaţie. Ei sunt de asemenea materiale tensioactive, dar rolul lor este de a asigura un strat monomolecular pe suprafaţa particulelor solide, astfel ca bulele de aer, (gaz), să se ataşeze cât mai strâns de acestea. Acţiunea acestora depinde de natura materialelor flotate, astfel că unii dintre colectori se ataşează prin legături chimice de suprafaţa solidului, alţii fiind legaţi prin forţe electrostatice de solid. Colectorii formează o „punte” între bulele de aer şi particulele flotate. Cu cât această „punte” este mai rezistentă, legătura bulă-solid este mai stabilă, iar timpul de viaţă al agregatului este mai lung, stabilitatea spumei creşte şi se pot aplica forţe mai mari pentru vehicularea fluxurilor de materiale, pentru îndepărtarea spumei şi a sedimentului sau pentru a menţine starea staţionară a sistemului. Legarea prin forţe de natură chimică este specifică particulelor de minereuri polimetalice, drept colectori fiind folosiţi xantaţii, ditiofosfaţii, xantogenaţii

sau tiocarbamaţii. Cantităţile foarte reduse de materiale folosite, de ordinul 0,02–1 [kg/tonă solid] şi faptul că cea mai mare parte a acestora rămâne legată chimic de suprafaţa solidului şi se îndepărtează cu acesta face ca în efluentul lichid aceştia să apară în cantităţi extrem de reduse, fără a crea o poluare suplimentară prin adausul de reactivi. Forţele de atracţie electrostatice apar de obicei între materialele de tip silicatic şi oxidic: cuarţ, caolinit, hematit, montmorilonit şi materialele de tip aminic, sulfaţi, sulfonaţi, acizi graşi sau săruri ale acestora. Aceste forţe apar din cauza preluării de către interfaţa solidă a unor ioni din mediul fluid, iar pentru compensarea sarcinii electrice, din soluţie se adsorb la suprafaţă alte materiale cu încărcare electrică de semn contrar solidului. Acţiunea acestora este legată de prezenţa dublului strat electric, deci există o dependenţă puternică între eficienţa lor şi tăria ionică, pH-ul şi compoziţia soluţiei.

Modificatorii sunt materiale de adaus destinate reglării selectivităţii de flotaţie care acţionează asupra unor parametri specifici şi în mod caracteristic.

Activatorii sunt destinaţi a reacţiona cu puncte active de pe suprafaţa solidului în vederea creşterii eficienţei colectorilor. Ei sunt de obicei săruri care precipită pe suprafaţa solidului creând puncte suplimentare de legare chimică între solid şi colector.

Regulatorii de pH sunt de regulă acizi sau baze tari care asigură mediul chimic optim din soluţie pentru activitatea tuturor celorlalţi aditivi.

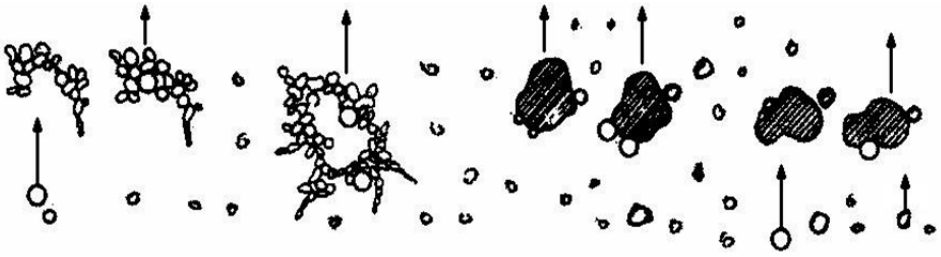
Depresanţii sunt materiale care inhibă acţiunea activatorilor prin reacţia preferenţială cu aceştia sau cu punctele active de pe suprafaţa solidului. De exemplu pentru flotaţia minereurilor sau particulelor ce conţin sulfuri metalice ionii OH^-, CN^- sau SH^- au acţiunea cea mai puternică. Pentru materialele silicatice se pot utiliza diverse tipuri de polizaharide, (dextrine, gume, hidrolizate de amidon), sau silicat de sodiu. Tot în calitate de depresanţi pot acţiona materiale care îndepărtează colectorii de pe suprafaţa solidului: acizi tari, agenţi oxidanţi, agenţi cloruranţi, abur etc.

Floculanţii şi agenţii de dispersie sunt utilizaţi fie pentru spargerea spumelor după colectare, fie pentru a menţine o stare de dispersare cât mai fină a solidului.

Deşi fenomenologia flotaţiei prezentată anterior este valabilă în orice condiţii, trebuie făcută o diferenţă între flotaţia minereurilor şi flotaţia care apare la epurarea apelor uzate. Astfel, în cazul minereurilor se urmăreşte separarea selectivă a diverselor minerale, modul de control şi reglare a condiţiilor de operare fiind extrem de riguros controlate şi verificate pentru a avea o separare eficientă a solidului de masa lichidă şi de sterilul adiacent. Aici solidul reprezintă de fapt produsul „util”, masa lichidă fiind de obicei recuperată şi reciclată după regenerare.

Pentru epurarea apelor uzate prin flotaţie, produsul „util” este faza lichidă, ea trebuind să conţină o cantitate cât mai redusă de impurităţi şi poluanţi, faza de spumă şi de sediment constituind rezidii, (deşeuri), care trebuie de obicei reprocesate în vederea depozitării sau eliminării. Tensiunea superficială a apei pure la 20 °C este de $72{,}3 \times 10^{-3}$ [N/m], dar apele uzate au de regulă tensiunea superficială cuprinsă între $48 \div 65 \times 10^{-3}$ [N/m], scăderea tensiunii superficiale fiind datorată reziduurile menajere şi industriale de natură organică. Sărurile minerale provoacă o creştere a tensiunii superficiale. De obicei sărurile minerale se îndepărtează majoritar în instalaţii chimice de depoluare şi ajung doar accidental în apele reziduale. Scăderea tensiunii superficiale suferită de apele uzate uşurează procesul de flotaţie prin reducerea necesarului total de energie şi de reactivi de flotaţie. Fenomenul este important pentru procesul de depoluare a apelor pentru că necesită cantităţi reduse de materiale auxiliare, elimină o mare parte dintre poluanţii solizi greu sedimentabili sau cei cu densitate mare ce pot înfunda decantoarele sau conductele, dar necesită cheltuială energetică la comprimarea aerului. Spuma, mâzga sau stratul plutitor care este format din particule cu densitate mai mare ca apa şi bulele de aer trebuie îndepărtat cât mai rapid, materialul nefiind foarte stabil. Particulele cu densitate mare sunt de obicei compuşi ai siliciului şi alte particule minerale, cele cu densitate mai redusă sunt de obicei compuşi organici de tipul celulozei, amidonului şi derivaţilor acestora, a proteinelor şi produşilor lor de descompunere. Particulele solide cu densitate mică şi cu structură afânată flotează după ce captează şi înglobează în structură bule de aer care vor provoca

ascensiunea agregatelor, Fig. 8.3. Aceste particule sunt de formă fibroasă, lamelară sau reticulată, au natură celulozică, (fragmente de hârtie, resturi vegetale etc.), sau polipeptidică, (materiale organice în descompunere) şi captează mai uşor microbule de aer, stratul de spumă format este mai stabil, dar se îndepărtează greu fiind uşor redispersabil la acţiuni mecanice sau la agitarea masei de lichid. Materialele de acest gen solicită cantităţi reduse de reactivi de flotaţie sau operaţia poate decurge chiar în lipsa lor. Spuma formată se sparge însă greu, este fluidă, persistentă, greu manevrabilă şi are un conţinut mare de apă şi redus în solid. Particulele solide cu densitate mare sunt de natură minerală, au de obicei formă granulară şi flotează după ce captează doar la exterior bulele de aer, Fig. 8.3. Spuma formată este densă, rigidă, se înlătură uşor de pe suprafaţa lichidului, este puţin persistentă, se sparge uşor şi complet mai ales la adaus de floculanţi, solidul rezidual având o umiditate redusă.



a) b)

Fig. 8.3. Flotaţia materialelor
a) materiale uşoare, afânate; b) materiale grele, compacte

Formarea şi proprietăţile spumelor

Operaţiunea de spumare implică generarea şi dispersarea unui gaz în lichid, dezvoltarea, creşterea şi stabilizarea spumei, mărirea vâscozităţii sistemului până la eventuala procesare a spumei sau prelucrarea ei ulterioară sub alte forme. Ca fenomenologie de formare a spumei, se poate urmări evoluţia unei bule singulare ce se dezvoltă în masa de lichid. Acest aspect a fost discutat pe larg pentru o bulă de gaz singulară în capitolul destinat sistemelor multifazice. Pentru o familie de bule, sau altfel spus, pentru generarea spumei într-un sistem complex, bula de gaz este de regulă de formă sferică şi este înconjurată de o peliculă subţire de lichid, membrană ce scade în grosime simultan cu creşterea diametrului bulei şi cu dezvoltarea celorlalte bule vecine.

Odată cu reducerea grosimii membranei, bulele îşi pierd forma sferică, pot comunica parţial prin solubilizarea şi difuziunea gazului, fapt care duce la colapsarea unor bule şi la creşterea diametrului altora. Având în vedere tensiunea superficială, γ, şi diferenţa de presiune a gazului, $\Delta p_{1,2}$ dintre bulele vecine cu raze diferite R_1 şi R_2, relaţia de echilibru conduce la ecuaţia: $\Delta p_{1,2} = 2\gamma\left(1/R_1 - 1/R_2\right)$, care indică tendinţa bulelor mici de a dispare din sistem în favoarea bulelor mari. Cu creşterea volumului bulelor şi a numărului lor, creşte volumul total al materialului cu scăderea ponderii lichidului în favoarea fazei gazoase, adică se observă reducerea grosimii membranei lichide care înconjoară bula de gaz. Peste un procent de 75 [%] gaz, bulele îşi pierd forma sferică, deformarea fiind generată de incapacitatea membranei lichide de a susţine greutatea proprie şi a gazului din interior. Subţierea şi ruperea membranei lichide are la bază:

- drenajul lichidului prin mecanismul migrării capilare şi scurgerii gravitaţionale;
- drenajul lichidului datorită modificării tensiunii superficiale şi a gradientului termic;
- influenţa forţelor de tip Van der Waals şi electrostatice;
- elasticitatea membranei lichide.

Formarea bulelor este un proces dinamic ce durează între 0,001–30 [s] pentru bula individuală şi minute sau zeci de minute pentru sisteme colective, în funcţie de volumul sistemului, natura, compoziţia şi condiţiile de operare pentru material. Dinamica formării spumei poate fi urmărită într-o diagramă ce reprezintă grafic concentraţia gazului în timp, pentru un sistem oarecare spumabil, Fig. 8.4.:

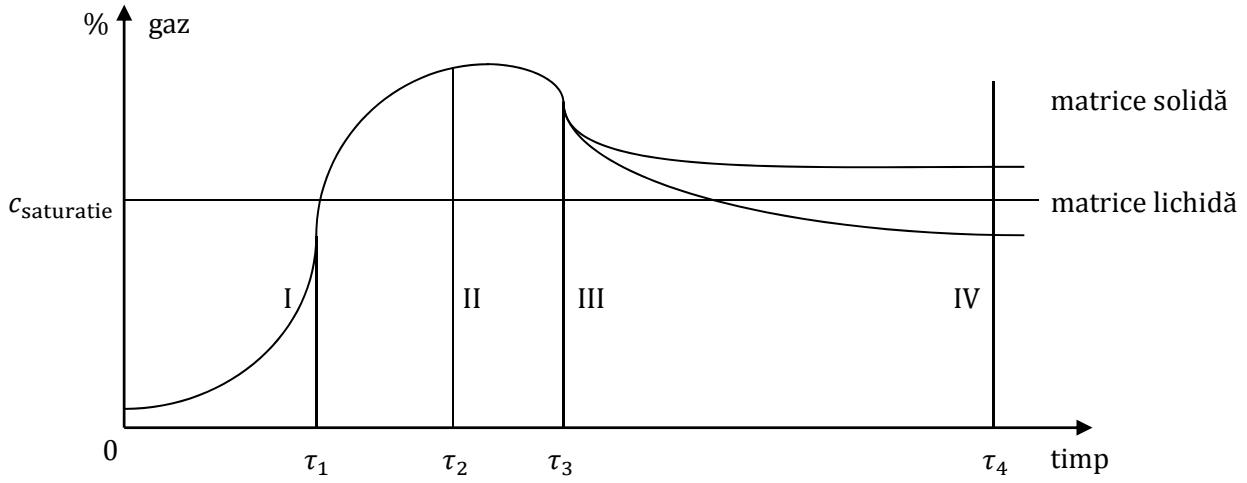


Fig. 8.4. Dinamica formării spumelor

Se poate considera momentul „0”, (iniţial), cel în care se începe amestecarea componenţilor reactivi, sau începutul introducerii gazului în lichid. Concentraţia gazului în faza lichidă creşte iniţial datorită dizolvării sale în lichid. În această primă etapă, (I), care durează până la atingerea concentraţiei de saturaţie a gazului în lichid, (dependentă de temperatură şi natura componenţilor!!!), nu se formează bule în lichid. Durata perioadei este foarte scurtă, zecimi de secundă sau secunde. Peste această limită de timp şi de concentraţie a gazului, începe apariţia bulelor, care se înmulţesc pe seama gazului generat şi care nu mai poate fi reţinut de lichid prin solubilizare. La scară macroscopică se remarcă o mărire a volumului materialului, „cream time”, sau perioadă „de cremare”, după care volumul total se stabilizează, „rise time”. Stoparea creşterii are la bază epuizarea sursei de gaz sau apariţia unui echilibru între cantitatea de gaz generată şi cea pierdută în mediul înconjurător prin desorbţie sau spargerea bulelor. Pe diagramă se remarcă o creştere a concentraţiei gazului şi atingerea unui maxim, perioada (II). După atingerea maximului, urmeaă o „cădere” a spumei, o reducerea volumului total datorat drenării lichidului din membranele bulelor, fenomenelor hidrodinamice adiacente deplasării lichidului în masa de material, a difuziunii gazului şi colapsării bulelor. Fenomenul are ca forţă motrice tendinţa sistemului de a atinge concentraţia de saturaţie a gazului din lichid, sistemul fiind deja suprasaturat cu gaz ce tinde să se evacueze din masa de material, (stare metastabilă). Durata acestui proces, perioada (III), ca şi viteza de „cădere” a spumei depinde de natura celor două faze, limita de solubilitate, vâscozitatea masei, tensiunea interfacială, raportul dintre faze, condiţiile hidrodinamice… etc. După un timp suficient de lung, volumul de spumă se stabilizează fie prin atingerea concentraţiei de echilibru, (de saturaţie a lichidului cu gaz, a echilibrului chimic dintre componenţi etc…), fie datorită rigidizării membranelor dintre bule şi fixării caracteristicilor reţelei solide, perioada (IV).

Formarea şi generarea bulelor este favorizată de prezenţa aditivilor. Prin prezenţa acestora se modifică tensiunea interfacială, iar structura spumei devine controlabilă, dirijată, mai uniformă, densitatea, numărul şi ordonarea bulelor creşte, spumarea devine mai rapidă, iar spuma se procesează mai uşor în sensul dorit, fie de stabilizare, fie de colapsare.

Faza solidă, sau care este nemiscibilă cu mediul apos, este şi ea importantă în procesul de flotaţie prin caracteristicile fizico-chimice secifice: spectru granulometric, densitate, energie interfacială, formă şi textură. Un spectru granulometric îngust şi deplasat înspre valori mici ale diametrelor favorizează separarea materialelor prin dezagregarea fizică a structurilor, reducerea greutăţii proprii a

particulelor, apariţia interfeţelor mascate, majorarea suprafeţelor de contact, favorizarea interacţiu–nilor complexe dintre componenţi. Densitatea mai mică decât a apei a particulelor face ca flotaţia să fie favorizată, astfel încât grăsimile, uleiurile, compuşii proteici sau celulozici să poată fii procesaţi uşor şi cu consumuri extrem de reduse de aditivi sau chiar în lipsa lor, structurile menţionate având şi caractere amfifile. O densitate mare a particulelor solicită stimularea flotaţiei, operaţie ce decurge cu consumuri energetice şi materiale suplimentare. Energia interfacială are importanţă în procesul de generare a centrelor active, a controlului asupra acestora şi a formării monostraturilor implicate în diferitele faze ale flotaţiei, mai ales în faza de captare a bulelor de aer şi de formare a agregatului spumat. Forma şi textura materialului au un rol important în captarea, reţinerea şi conservarea bulelor de aer la interfaţă. O textură afânată permite mult mai uşor captarea, reţinerea sau includerea bulelor de orice mărime comparativ cu structurile compacte şi rigide.

Faza gazoasă, (aerul) poate fi introdusă prin barbotare sau prin procesul de degazare, generarea „in situ" a gazului fiind o procedură extrem de rar aplicată în mod dorit, dar apare în cazul descompu–nerilor materiilor de origine organică sau a reacţiilor chimice dintre componenţi. Barbotarea sau dispersarea prin diferite metode mecanice generează bule de gaz cu dimensiuni relativ mari, foarte utile în flotaţia particulelor cu densitate mare. Detenta controlată a unei soluţii lichid-gaz de la presiune mai mare la una mai redusă generează o populaţie de bule cu diametre foarte mici, extrem de utile flotaţiei particulelor cu densitate redusă.

Utilajul care deserveşte operaţia de separare după acest principiu se numeşte bazin sau celulă de flotaţie. Indiferent de destinaţia tehnologică, aparatul trebuie să conţină unele părţi principale fundamentale: sursa de aer, (gaz), şi sistemul de formare a bulelor, bazinul de formare şi dezvoltare a spumei, sistemele de alimentare şi evacuare a materialelor: suspensie, gaz, lichid şi spumă. Ca aparatură auxiliară sunt dispozitivele de stocare, pregătire şi dozare a aditivilor, cele de colectare şi colapsare a spumei, precum şi cele de evacuare a nămolului decantat gravitaţional.

Celulele de flotatie longitudinale se folosesc pentru realizarea operaţiei la epurarea apelor uzate. Ele sunt formate dintr-un bazin de-a lungul căruia trece apa brută. Partea de jos este de formă semipiramidală pentru o uşoară colectare a nămolului şi asigurarea unei circulaţii corecte a masei de lichid aerată. De obicei fundul bazinului este 1/3 din lăţimea lui. Pe fundul bazinului se găseşte placa poroasă distribuitoare a aerului, sub care se insuflă aerul comprimat care trece prin găurile plăcii şi se ridică sub formă de bule generatoare de spumă. Circulaţia ascendentă şi longitudinală a apei este dirijată de cei doi pereţi deflectori laterali. Un dispozitiv de raclare împinge spuma generată către capatul de descărcare, într-un compartiment în care spuma separată se sparge rezultând şlamul şi limpedele. Pentru spargerea spumelor se introduc reactivi specifici. Apa tratată şi nămolul sunt evacuate prin căi specifice, sub nivelul liber al lichidului din bazinul de flotaţie.

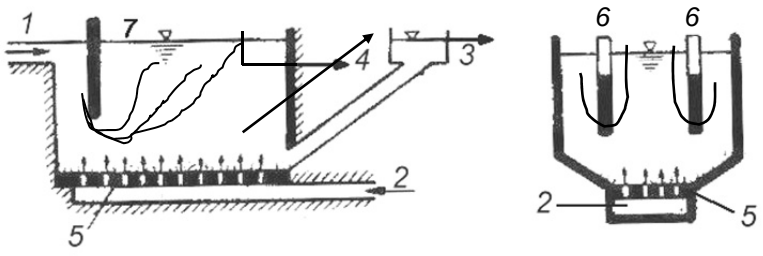


Fig. 8.5. Celulă de flotaţie, [7]
a) secţiune longitudinală; b) secţiune transversală
1 – intrare apă brută; 2 – intrare aer; 3 – ieşire apă tratată; 4 – evacuare spumă;
5 – placă distribuitoare de aer; 6 – plăci deflectoare; 7 – panou de dirijare a apei brute

Principiile de construcţie şi funcţionare a unei instalaţii de flotaţie prin presurizare sunt redate în Fig. 8.6. Apa brută, influentul, (i), se amestecă cu o parte din apa deja tratată, care formează fluxul de recirculare, (r). Apa recirculată prin intermediul pompelor se aerează printr-un sistem separat de

rezervoare cu aer sub presiune. Acest sistem este „capsula de presurizare”, care operează la 4–8 [atm] şi unde aerul se dizolvă în lichid. Apa aerată este trecută printr-un ventil de detentă şi amestecată cu apa brută, influentul. În urma detentei, prin scăderea presiunii sunt generate bule fine de aer care servesc la flotaţia propriu-zisă.

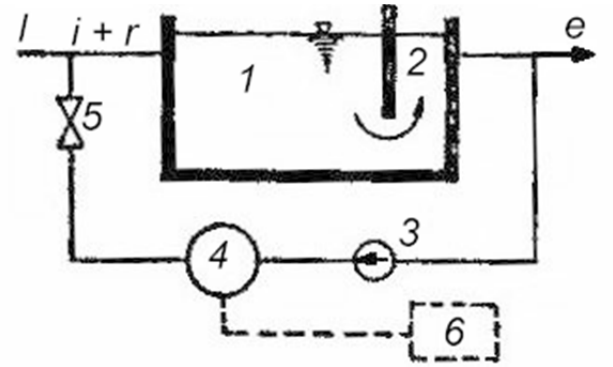


Fig. 8.6. Flotaţia prin presurizare, schemă de principiu, [7]
i – influent; e – efluent; r – flux de recirculare
1 – celulă de flotaţie; 2 – spaţiu de evacuare a apei; 3 – pompă de recirculare;
4 – capsulă de aerare şi presurizare; 5 – ventil de detentă; 6 – compresor pentru aer

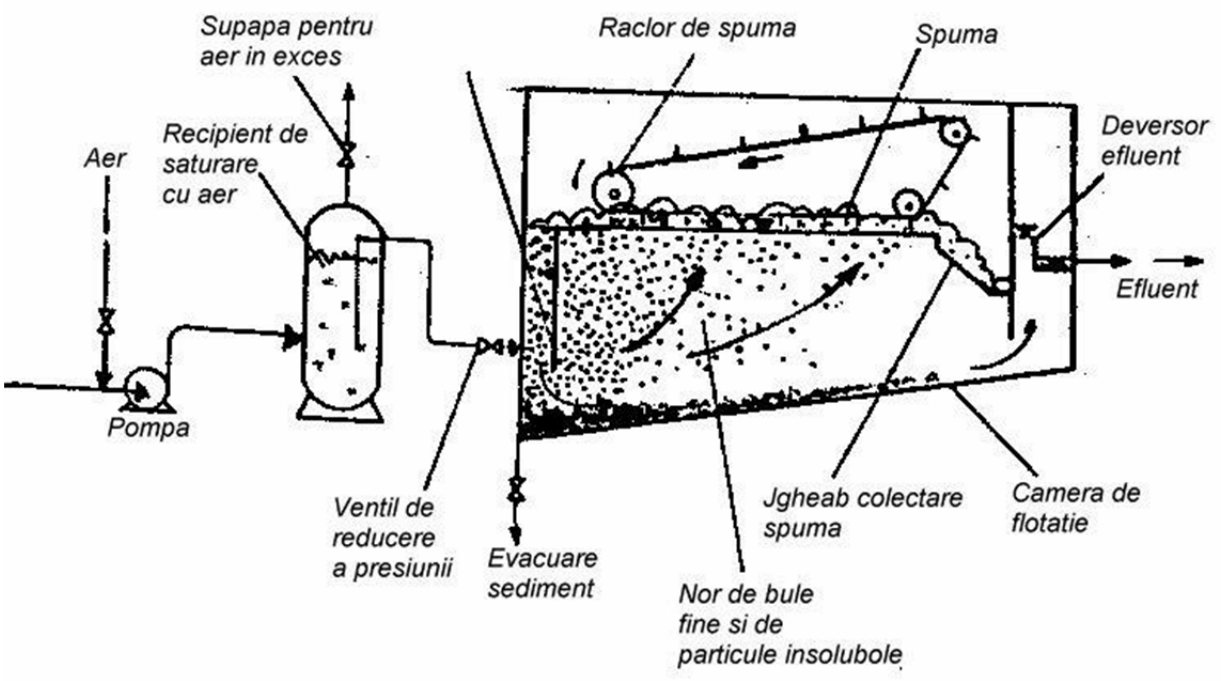


Fig. 8.7. Instalaţie de flotaţie prin presurizare, [23]
1) – intrare apă brută; 2) – deflector; 3) – bazin de flotaţie; 4) – strat de spumă; 5) – raclor de spumă;
6) – jgheab pentru spumă; 7) – deversor pentru efluent; 8) – evacuare efluent; 9) – evacuare sediment;
10) – pompă de recirculare; 11) – saturator presurizat; 12) – compresor; 13) – ventil de detentă

Trebuie precizat ca în vederea compactării instalaţiilor, aparatele descrise anterior ca fiind individuale, ele pot fi grupate în ansambluri aranjate astfel încât fiecare tip de sistem să acţioneze separat, individual şi succesiv, atât fenomenologic dar şi tehnologic, cât mai aproape de realizarea unei eficienţe a separării finale. Un astfel de exemplu este redat în Fig. 8.8.

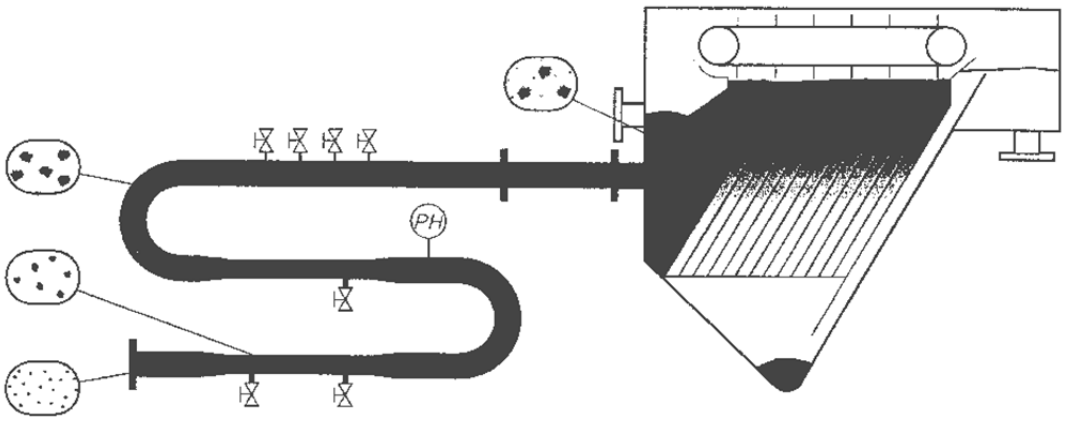


Fig. 8.8. Unitate compactă de tratare a apei uzate
1) – intrare apă brută; 2) – adaus coagulant; 3) – segment de amestecare; 4) – adaus neutralizant; 5) – control pH; 6) – adaus aditivi de flotaţie; 7) – segment de amestecare; 8) – generarea bulelor de aer; 9) – segment de spumare; 10) – cameră de flotaţie; 11) raclor de spumă; 12) – jgheab pentru spumă; 13) – cameră de sedimentare; 14) – plăci deflectoare; 15) evacuare sediment greu; 16) – evacuare apă tratată

Se observă gruparea gurilor de alimentare cu reactivi în imediata vecinătate a intrării apei brute, existenţa sistemelor de amestecare de tip static şi mărirea timpului de contactare a apei cu reactivii prin aranjamentul conductei în serpentină. Sistemele de măsură şi control lucrează astfel cu volume momentane reduse de material, adică au o precizie şi o sensibilitate mai mare. Introducerea aerului pentru flotaţie prin guri de alimentare separate şi dispuse decalat măreşte persistenţa bulelor individuale şi a spumei în ansamblu. Bazinul aparatului este divizat în straturi subţiri de apă, astfel ca sedimentarea are loc rapid, drumul parcurs de solid fiind doar între două plăci succesive. Aceleaşi principii constructive se regăsesc şi la grupul de aparate prezentat în Fig. 8.9., acest tip de operare fiind caracteristică debitelor mari şi foarte mari de lichide.

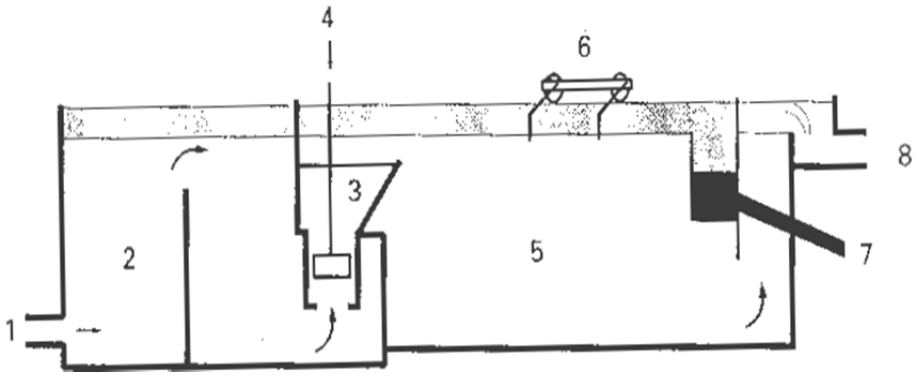


Fig. 8.9. Grup de aparate pentru tratarea apelor uzate
1 – intrare apă; 2 – floculator; 3 – spaţiu de amestecare; 4 – intrare apă presurizată; 5 – celulă de flotaţie; 6 – racletă pentru spumă; 7 – evacuare şlam; 8 – evacuare limpede

9. Transportul şi transferul termic

Temperatura este o mărime termodinamică fundamentală de natură intensivă care exprimă energia internă a sistemelor, gradul de agitaţie a particulelor constituente sau cantitatea de căldură acumulată sau cedată. Gradul de încărcare energetică a particulelor depinde de frecvenţa de vibraţie, amplitudinea, viteza de deplasare şi starea lor cuantică. Temperatura influenţează starea de agregare, (solidă, lichidă sau gazoasă), valorile proprietăţilor fizico-chimice, (densitate, viscozitate, solubilitate, tensiune superficială, căldură specifică, latentă, conductivitate termică), echilibrul chimic şi biochimic, cinetica reacţiilor (bio)chimice. În toate procesele de fabricaţie, de prelucrare a materialelor sau de derulare a proceselor naturale se impun condiţii de temperatură specifice fiecărei etape în parte. Aducerea sistemelor de la o temperatură la alta, menţinerea lor la o valoare impusă a temperaturii, modificarea vitezei de execuţie necesită introducerea, extragerea sau conservarea unei cantităţi de energie termică. Sunt implicate sistemele de introducere, extragere sau de menţinere a temperaturii la valorile impuse, dependente de procesele tehnologice, de variaţia fluxurilor de materiale, de viteza de execuţie a aparaturii şi a deciziilor sau comenzilor personalului operator.

Transportul şi transferul termic sunt ansamblul de consideraţii fizico-teoretice, experimentale şi tehnice care au drept scop explicarea sau prevederea calitativă şi cantitativă a deplasării căldurii. Majoritatea operaţiilor industriale au la bază propagarea sau utilizarea căldurii: încălzirea, răcirea, evaporarea, vaporizarea, condensarea, topirea, solidificarea, cristalizarea, dizolvarea, sublimarea, desublimarea, uscarea, distilarea, rectificarea, arderea. Aceste operaţii pot avea loc în aparate specializate, denumite după tipul operaţiei sau în ansambluri de instalaţii ce poartă numele cel mai complex al procesului. Întotdeauna operaţiile cu transfer de căldură sunt cuplate cu operaţiile de transfer de impuls sau masă, ori sunt prezente toate cele trei proprietăţi.

Forţa motrice a transmiterii căldurii este **diferenţa de temperatură**, sensul natural este de la temperatură **mare** înspre temperatură mai **redusă**. Trecerea căldurii de la o sursă mai rece la una mai caldă solicită intervenţie energetică externă. Mecanismele de transport sunt de tip conductiv, convectiv sau radiant, de cele mai multe ori mecanismele sunt suprapuse, (combinate), dar se poate considera întotdeauna un mecanism determinant sau principal, asupra căruia se concentrează studiul fenomenologic al transmiterii energiei termice.

a) Mecanismul molecular sau conductiv se bazează pe transportul energiei termice de tip vibraţional de la o moleculă la alta sau de la un atom la alt atom vecin prin ciocniri din aproape în aproape sau prin deplasarea electronilor liberi în benzile energetice permise transportului. Mecanismul conductiv este predominant în mediile **solide**, adică cele capabile să menţină poziţiile purtătorilor relativ fixe pentru ca astfel să permită transmiterea mişcării de vibraţie sau deplasarea electronilor în benzile energetice. Mecanismul apare ori de câte ori este prezentă condiţia unei imobilităţi relative a purtătorilor, adică fluide stagnante sau straturi limită laminare. Capacitatea de transmitere a energiei termice prin material depinde de structura fizico-chimică intimă, de natura şi puritatea acestuia, diferenţiind materialele în bune conductoare sau izolatoare de căldură. Proprietetea fizică de a transmite energie prin mecanism molecular se numeşte conductivitate termică. Ea se exprimă prin coeficientul de conductivitate termică, λ, $[W/m \cdot °K]$ şi este o caracteristică a fiecărui tip de material în parte. Metalele se disting printr-o conductivitate termică ridicată, la polul opus find plasate gazele, datorită structurii fizico- moleculare mult mai rarefiată decât a materialelor lichide sau solide cristalizate. Depinzând de structura moleculară a materialului şi de poziţia relativă a acestora, mecanismul molecular nu poate fi uşor influenţat din exterior. Câteva relaţii de calcul a transmiterii căldurii prin mecanism conductiv sunt prezentate în anexe.

b) Transferul căldurii prin convecţie este atributul mişcarii macroscopice a purtătorilor, deplasare posibilă în cazul materialelor fluide lichide sau gaze. Deplasarea fluidelor sub formă de curenţi laminari sau turbionari, (vortexuri, vârtejuri sau siaje), poate avea cauze naturale, interne şi specifice sistemului: diferenţe de temperatură, de densitate, de concentraţie sau de tensiune superficială, sau cauze externe impuse de diverse surse energetice exterioare sistemului: diferenţe de nivel, de presiune statică sau dinamică, de pompe, ventilatoare, compresoare, agitatoare. În primul caz se vorbeşte de **convecţia naturală**, în al doilea caz intervine **convecţia forţată**. Intensitatea forţei care generează mişcarea fluidului contribuie direct la intensitatea transportului energiei termice în interiorul masei de material şi la omogenizarea proprietăţii în întreg volumul ocupat de fluid. Structura fizico-chimică a fluidului influenţează deplasarea energiei termice prin: densitate, viscozitate, tensiune superficială, coeficient de dilatare cubică, căldura specifică şi coeficientul de conductivitate termică. În tehnică, prin dirijarea curgerii forţate sau naturale, adică prin stabilirea diametrului echivalent al deplasării fluidului şi a geometriei generale şi specifice a siatemului se poate controla eficient mecanismul şi intensitatea transferului termic pentru situaţiile practice. Pentru o interfaţă, mecanismul convectiv este caracterizat de coeficientul parţial de transfer termic, α, $[\mathrm{W/m^2 \cdot °K}]$, el fiind un parametru operaţional care se determină prin mijloacele specifice ingineriei. Valori orientative pentru coeficienţii parţiali şi totali de transfer termic în diferite condiţii de operare sunt prezentaţi în anexele lucrării. Fiind vorba de deplasarea proprietăţii, (temperatură, cantitate de căldură) în mediu fluid, această viteză depinde de viscozitatea, tensiunea superficială, densitatea, viteza de deplasare globală şi locală a fluidului şi de forma geometrică a spaţiului în care are loc transportul.

Principalele noţiuni legate de transferul termic sunt de natură termodinamică şi sunt mărimi specifice fiecărui tip de material, deoarece sunt dependente de structura moleculară a acestuia.

Conductivitatea termică, λ, $[\mathrm{W/m \cdot °K}]$, este proprietatea materialului de a transmite căldura prin mecanism conductiv sau molecular. În funcţie de valoarea lui λ, $[\mathrm{W/m \cdot °K}]$, materialele uzuale se pot clasifica în mod arbitrar în trei mari categorii:

- materiale izolatoare: $0{,}023 < \lambda < 0{,}12$ $[\mathrm{W/m \cdot °K}]$;
- materiale de construcţie: $0{,}56 < \lambda < 3{,}5$ $[\mathrm{W/m \cdot °K}]$;
- metale: $8{,}72 < \lambda < 458$ $[\mathrm{W/m \cdot °K}]$.

Variaţia coeficientului de conductivitate termică, λ, depinde de structura fizică-chimică a fiecărui material şi poate fi prezentată la modul general astfel:

- materialele solide au valoarea cea mai mare a lui λ, $458 \div 5$ $[\mathrm{W/m \cdot °K}]$, datorită poziţiei relativ fixe a atomilor şi moleculelor;
- la materialele solide, cu excepţia metalelor, λ creşte cu creşterea temperaturii, din cauza măririi frecvenţei de vibraţie a purtătorilor de tip conductiv;
- la metale, λ scade cu creşterea temperaturii, cu excepţia aluminiului şi cuprului, din cauza deranjării benzilor de conducţie;
- lichidele au valoarea λ relativ mică: $0{,}1 \div 0{,}67$ $[\mathrm{W/m \cdot °K}]$, cele mai mici valori fiind pentru lichidele organice, apa are valoarea maximă iar soluţiile apoase având valori mai mici pentru λ;
- la lichide tendinţa lui λ este de scădere simultan cu creşterea temperaturii, din cauza creşterii mobilităţii moleculare, excepţie făcând apa, etilenglicolul şi glicerina, din cauza legăturilor de hidrogen;
- gazele au cea mai mică valoare a lui λ, din cauza structurii rarefiate: $0{,}012 \div 0{,}07$ $[\mathrm{W/m \cdot °K}]$, valoarea rămânând aproape constantă la modificarea temperaturii;
- porozitatea scade valoarea lui λ, cu cât porozitatea este mai mare, cu atât λ este mai mic. Valoarea lui λ pentru materialele poroase tinde la valoarea lui λ pentru aer, depinzând evident

şi de natura matricii poroase: ciment, lemn, spume polimerice, lână, fibre sintetice, de sticlă, vată minerală etc. Izolaţiile termice se deosebesc şi se caracterizează prin mărimea porilor, gradul lor de interconectare, de forma porilor etc.

– creşterea umidităţii materialelor poroase conduce la creşterea lui λ a materialului înspre valoarea conductivităţii termice a apei. De aceea o izolaţie umedă nu este eficientă.

Valori ale coeficienţilor de conductivitate termică apentru unele materiale sunt prezentate în anexe.

Căldura specifică sau **capacitatea calorică**, c_p, c_v, [J/kg · °K], reprezintă cantitatea de căldură necesară unui kilogram de material pentru a-şi modifica temperatura cu 1 [°K]. Este o proprietate specifică a materialului, dependentă de structura moleculară şi de condiţiile de operare: la volum, c_v, sau la presiune constantă, c_p. Ca mărime numerică, lichidele au cea mai mare valoare, apa atingând maximul, 4185 [J/kg · °K], urmând soluţiile apoase, lichidele organice, solidele şi gazele. Pentru soluţiile apoase diluate, ($x < 20$ %) căldura specifică se poate determina cu relaţia: $c_{p\,sol} = 4185 \cdot (1 - x)$.

Valorile căldurilor specifice pentru unele materiale sunt prezentate în anexe.

C**ăldura sensibilă** reprezintă cantitatea de căldură necesară unui corp pentru a-şi modifica temperatura de la T_1 la T_2. Este variaţia de **energie internă** a sistemului între temperaturile iniţială şi finală.

Relaţia de calcul este:

$$Q = m \cdot c_p \cdot (T_1 - T_2) = m \cdot c_p \cdot \Delta T,$$

unde: m este cantitatea de material, [kg];
c_p este căldura specifică a materialului, [J/kg · °K];
ΔT este diferenţa dintre temperaturile iniţială şi finală a materialului, [°K].

C**ăldura latentă** este numită şi **entalpia de schimbare de fază**, adică energia termică necesară pentru a trece materialul dintr-o stare de agregare în alta. Schimbarea de fază are loc la temperatură constantă, adică este un proces izoterm, (se derulează la temperatură constantă). Schimbarea de fază este reversibilă, aşa-încât valorile entalpiilor pentru transformări reversibile sunt identice ca valoare în aceleaşi condiţii de presiune şi temperatură. Valorile căldurii latente a materialelor se determină experimental şi se găsesc în tabele, (vezi anexele), ori se determină prin relaţii de calcul. De exemplu, pentru căldura latentă de topire a materialelor anorganice, a) şi a celor organice, b) relaţiile de calcul sunt:

$$\text{a) } r = 25{,}1 \cdot 10^3 \cdot T_t / M, \quad \text{respectiv} \quad \text{b) } r = 41{,}9 \cdot 10^3 \cdot T_t / M,$$

în care: T_t este temperatura absolută de topire, [°K];
M este masa moleculară a materialului, [kg].

Pentru gheaţă, căldura latentă de topire este de 333,7 [kJ/kg].

Schimbările de fază uzuale sunt:

topire	↔	solidificare	hidratare	↔	dehidratare
sublimare	↔	desublimare	vaporizare	↔	condensare
dizolvare	↔	cristalizare	absorbţie	↔	desorbţie.
adsorbţie	↔	desorbţie			

C**oeficientul de dilatare cubică** este mărimea ce arată creşterea volumului unui material când temperatura se modifică cu un grad, [γ]=[°K^{-1}]. Mărirea încărcării energetice a particulelor constituente a materialelor, adică ridicarea temperaturii, duce la creşterea agitaţiei moleculare, deci implicit la creşterea dimensiunilor corpurilor, dilatare şi ca urmare modificarea densităţii materialului.

Cantitatea de căldură schimbată la modificarea stării de agregare se calculează cu relaţia:

$$Q = m \cdot r,$$

unde: m este masa de material, [kg];
r este entalpia de schimbare de fază, [J/kg].

Relaţia de bază pentru calculul energiei termice schimbate între două medii este relaţia combinată de bilanţ şi de transfer termic:

$$Q_{cedat} = Q_{transferat} = Q_{primit} + Q_{pierderi},$$

sau:

$$Q_{cedat} = K \cdot A \cdot \Delta T_{med} = Q_{primit} + Q_{pierderi}.$$

unde: Q_{cedat} este energia termică eliberată de corpul cald, care poate fi

căldură sensibilă $\left(Q_c = m_c \cdot c_{pc} \cdot \Delta T_c\right)$, sau latentă: $(Q_c = m_c \cdot r_c)$;

Q_{primit} este energia termică primită de corpul rece, căldură care poate fi la rândul ei

căldură sensibilă: $\left(Q_r = m_r \cdot c_{pr} \cdot \Delta T_r\right)$, sau latentă: $(Q_r = m_r \cdot r_r)$;

$Q_{pierderi}$ sunt disipările energetice inerente sistemelor fizice înspre spaţiul înconjurător;

$Q_{transferat}$ este energia termică trecută prin interfaţa cu suprafaţă A la forţa motrice medie logaritmică:

$$\Delta T_{med} = \frac{\Delta T_M - \Delta T_m}{\ln \frac{\Delta T_M}{\Delta T_m}},$$

unde ΔT_M şi ΔT_m sunt diferenţele maxime şi minime de temperatură la începutul şi sfârşitul procesului de schimb termic.

Temperatura. Definiţie. Metode de măsură

Fiind un parametru intensiv de stare termodinamică, temperatura se măsoară numai prin variaţia proprietăţilor corpurilor între o stare considerată iniţială şi una considerată finală. Scara de temperatură determinată din aceste considerente termodinamice este divizată în unităţi de măsură acceptate de către Sistemul Internaţional de Unităţi de Măsură sub numele de grad Kelvin, [°K] sau gradul absolut. Scara de temperatură absolută Kelvin începe cu 0 [°K] şi are numai unităţi pozitive. Pentru comoditatea utilizării se acceptă folosirea gradului Celsius, [°C], care are aceeaşi mărime cu a gradului Kelvin, dar este o scară relativă, punctul 0 [°C] fiind considerat punctul triplu al apei pure. Relaţia de transformare este: [°K]=[273,15+°C]. Scara Celsius fiind una relativă are atât valori pozitive cât şi negative. Scara de temperaturi este definită în sistemul internaţional de unităţi de măsură prin aşa zisele puncte fixe şi puncte intermediare care sunt valori ale temperaturii la care se modifică unele proprietăţi ale materialelor astfel alese ca să poată fi uşor de purificat şi manipulat. Ştiinţa care se ocupă cu măsurarea temperaturilor se numeşte termometrie, iar aparatele utilizate pentru măsurări se numesc termometre. În raport cu mărimea considerată ca variaţie a proprietăţii corpurilor, se deosebesc termometrie:

- dilatometrică, unde se măsoară gradul de dilatare liniară sau volumetrică;
- manometrică, unde se măsoară variaţia de presiune;
- electrică, unde se măsoară variaţia tensiunii electromotoare sau a rezistenţei ohmice;
- electromecanică, unde se măsoară frecvenţa de vibraţie a cuarţului;
- optică, unde se măsoară modificarea culorii;
- magnetică, unde se urmăreşte modificarea susceptibilităţii magnetice;
- acustică, unde se determină modificarea frecvenţei în domeniul auditiv;
- spectroscopică, unde se măsoară modificarea spectrului moleculelor;
- prin alte metode.

Indiferent de metoda de determinare, dispozitivele pentru măsurarea temperaturii, termometrele, trebuie să îndeplinească o serie de cerinţe: precizie, repetabilitatea măsurătorilor, rezistenţă la agenţi corozivi, rezistenţă mecanică, dimensiune adecvată locului şi cantităţii de material testat, posibilitatea de înregistrare sau transmitere la distanţă a informaţiei, comoditate de etalonare şi lucru, timp de răspuns mic, disponibilitate, preţ convenabil etc. Multitudinea de domenii de interes în care se măsoară temperatura a generat fabricarea unei game extrem de largă de termometre, de la cele cu utilizare comună până la utilizări foarte specializate.

Cele mai cunoscute sunt termometrele cu **fluid**. Acestea indică valoarea temperaturii prin modificarea volumului fluidului termometric ce poate fi un gaz oarecare, gaz, mercur, alcool, pentan, toluen etc... Principalele dezavantaje ale acestora constau în faptul că sunt fragile, nu transmit informaţia la distanţă decât cu aparatură auxiliară complicată, pentru utilizare şi precizie bună pe anumite domenii trebuie schimbat lichidul termometric. Foarte sensibile ca precizie sunt termometrele cu gaz, deoarece gazele au un coeficient foarte mare de dilatare volumică, $1/273$ [°K^{-1}]. Se folosesc atunci când este nevoie de rezistenţă la şocuri mecanice, termice sau vibraţii.

Termometrul cu **bimetal** se compune din două metale care au coeficientul de dilatare liniară α cât mai diferite şi care sunt laminate împreună. La o temperatură standard metalele au aceeaşi lungime, dar cu modificarea temperaturii bimetalul se îndoaie: $l_T = l_0 \cdot (1 + \alpha \cdot \Delta T)$, proporţional cu diferenţa coeficienţilor de dilatare înspre partea cu metalul ce are α mai mic.

Termorezistenţele se bazează pe modificarea rezistenţelor electrice a corpurilor cu modificarea temperaturii. Termometrele bazate pe efectul Seebeck se numesc **termocuple**. Dacă se încălzeşte o joncţiune formată din două metale, prin ea trece un curent electric proporţional cu temperatura şi dirijat de la metalul mai electronegativ spre celălalt. Curentul poate fi măsurat cu un aparat gradat direct în grade termometrice. Se utilizează în mod curent fire din platină şi aliajele acestuia, cupru şi aliajele sale cu nichel şi crom, fier şi aliaje speciale. Avantajele termocuplelor constau în faptul că sunt foarte rezistente mecanic şi chimic, sunt fiabile, au dimensiuni reduse, curentul electric generat în timpul funcţionării poate fi transmis la distanţă sau utilizat în sistemele de automatizare, control şi monitorizare. Pentru temperaturi înalte, de peste 1000 [°C] se utilizează **conurile Seger şi pirometrele**.

c) Transferul termic prin radiaţie este specific tuturor surselor calde care disipează o parte a energiei lor sub forma de unde electromagnice, (radiaţii). Aceste unde sunt parţial absorbite, reflectate sau transmise de către materialul de incidenţă. Fracţiunea din energia electromagnetică radiantă absorbita de către corpul incident se transformă în căldură. Mecanismul radiant apare în mod **evident** în cazul densităţilor energetice mari: temperaturi înalte, câmpuri electromagnetice intense ori prezenţa materialelor radioactive, deşi din punct de vedere teoretic, orice corp aflat la o temperatură mai mare de 0 [°K] emite radiaţii. În limitele uzuale, practice, se consideră mecanismul de transport termic radiant ca fiind determinant dacă temperatura corpurilor depăşeşte 400 [°C]. Sub aceasta limită arbitrară a temperaturii, mecanismul radiant are un rol minor în transferul termic şi se încadrează în limita acceptabilă a pierderilor de căldură naturale. Mecanismul radiant are drept purtători cuantele energetice, neavând nevoie de un suport material, fizic. Undele electromagnetice transportă energia vibratorie care se converteşte în energie termică la impactul undelor cu mediul fizic material. Propagarea cuantelor respectă legile fizicii clasice şi ondulatorii, traseul lor fiind rectiliniu şi uniform distribuit în spaţiu, dacă nu există interfeţe, ecrane de protecţie sau de dirijare. Energia totală radiantă incidentă pe un material urmează calea reflectării, difuziei, (transmiterii) sau absorbţiei.

Metode industriale de încălzire

Pentru încălzirea sistemelor atât la scară industrială cât şi la nivel casnic se utilizează în mod curent următoarele sisteme:

a) încălzirea cu gaze de ardere; b) încălzirea cu lichide;

c) încălzirea cu vapori; d) încălzirea electrică.

1. Încălzirea cu gazele de ardere a combustibililor solizi, lichizi sau gazoşi, indiferent tipul acestora sau proveniență, are o serie de caracteristici:

Avantaje:

- temperaturi înalte a gazelor, mai ales dacă arderea se efectuează cu oxigen sau adaus de oxigen în aerul comburant;
- viscozitatea scăzută a gazelor permite viteze mari de operare, adică turbulență mare;
- comoditate de operare.

Dezavantaje:

- gazele au capacitate calorică specifică redusă, (c_p este mic), coeficientul parțial de transfer termic, α, are valori reduse, ceea ce face ca gazele să fie purtători slabi de căldură;
- temperatura gazelor de ardere este variabilă în timpul încălzirii, deoarece se cedează căldură sensibilă;
- sunt posibile supraîncălziri locale, este dificil de reglat o temperatură uniformă;
- volumul mare de gaze necesare determină dimensiuni mari ale instalației;
- volum mare de gaze vehiculate prin aparate și recircularea lor solicită o cheltuială energetică suplimentară;
- temperatură mare la evacuarea în atmosferă, cu consecințe negative atât din punct de vedere energetic, cât și ecologic;
- gazele trebuie evacuate peste temperatura punctului de rouă pentru a evita formarea de condens pe părțile mai reci a instalațiilor. Condensul, (apa), dizolvă gazele acide: CO_2, SO_x, NO_x, și corodează materialele instalațiilor;
- gazele de ardere conțin elemente agresive asupra mediului înconjurător sau toxice: CO_2, SO_x, NO_x, CO, urme acid cianhidric, dioxine, urme de metale grele, particule solide;
- arderea incompletă provoacă depuneri de funingine pe suprafețele de schimb termic înrăutățind transmiterea căldurii;
- excesul de aer sau oxigen comburant poate genera oxidări locale și diluează gazele de ardere scăzându-le temperatura;
- gazele de ardere fiind o sursă de poluare termică și chimică solicită prezența diverselor sisteme de depoluare ce complică instalația și necesită cheltuieli suplimentare;
- probleme suplimentare cu depozitarea cenușii generate de arderea combustibililor solizi.

Cu toate acestea, gazele de ardere sunt agenții termici cei mai utilizați în industriile primare și prelucrătoare, din cauza surselor de combustibili fosili sau regenerabili: cărbuni, produse petroliere, gaze naturale, biogaz, biomasă vegetală naturală sau de cultură etc.

Pentru îmbunătățirea randamentelor energetice la arderea combustibililor se aplică variante ale arderii clasice: arderea sub presiune, arderea în oxigen sau cu adaus de oxigen, creșterea vitezelor gazelor de ardere, recircularea gazelor, recuperarea căldurii gazelor eliminate la coș, arderea fără flacără, folosirea arzătoarelor imersate etc.

Încălzirea convectivă cu aer este folosită masiv în sistemele casnice, de birouri și spații comerciale etc. Specificul acestui tip de încălzire este existența unei surse „primare” de căldură, (gaze de ardere, vapori în condensare, lichide fierbinți, surse electrice), care transferă căldura aerului care asigură încălzirea spațiului înconjurător prin intermediul unui perete despărțitor.

Avantaje:

- aerul este disponibil, netoxic, neinflamabil, nepoluant, ieftin, ușor de manevrat;
- se pot folosi surse „primare” extrem de diverse, în raport cu locul de aplicare, de obicei fluxuri reziduale ale proceselor tehnologice. În acest mod se reduce poluarea termică a mediului înconjurător și se eficientizează procesele de fabricație.
- circulație naturală a aerului chiar în lipsa unui sistem de ventilație și aerisire;

- aerul cald preia umiditatea, (apa), din stare lichidă asigurând în mod natural o atmosferă confortabilă;
- posibilitatea de montaj „sub pardoseală” sau ca perdele izolatoare de aer;
- posibilitate de dirijare mecanică a fluxului de aer, cu intensificarea schimbului termic;

Dezavantaje:

- coeficienţi mici de transfer termic de la suprafaţa încălzitoare la aer;
- generare de curenţi convectivi cu atât mai intenşi cu cât temperatura suprafeţei încălzitoare este mai mare;
- antrenare de praf, vapori, gaze şi amestecarea acestora în întreg spaţiul supus încălzirii;
- încălzire neuniformă a spaţiilor înalte, aerul cald urcând spre tavan, pardoseala rămânând mai rece, gradientul de de temperatură de 1 [°C] este la fiecare 30– 50 [cm];
- posibilitatea apariţiei condensului şi implicit a ruginei şi igrasiei;
- apariţia depunerilor pe suprafeţele încălzitoare;
- aerul cald transportă energia termică sub formă de căldură sensibilă, la exhaustare se pierde această cantitate de energie;
- inerţie termică mare la pornire-oprire.

2. Încălzirea cu lichide se referă la agentul termic purtător de căldură care este în fază lichidă. Drept lichide se utilizează apă, soluţii apoase, etilenglicol, glicerină şi soluţiile lor, uleiuri minerale sau siliconice, săruri topite etc. Cerinţele minime din punct de vedere operaţional pentru purtătorii de căldură lichizi sunt:

- volatilitate redusă, pentru a opera comod la presiuni mici supraatmosferice;
- căldură specifică, c_p, cât mai mare;
- viscozitate dinamică scăzută şi pe cât posibil constantă pe domeniul de utilizare;
- densitate redusă;
- conductivitate termică ridicată;
- punct de topire scăzut, preferabil sub −30 [°C];
- stabilitate termică, necoroziv, neexploziv, neinflamabil şi prietenos cu mediul ambiant;
- din punct de vedere economic, agenţii termici trebuie să fie ieftini, disponibili, uşor de înlocuit, versatili şi uşor reciclabili.

Avantaje:

- volum specific redus, care face instalaţiile compacte şi cu diametru echivalent scăzut;
- posibilitatea operării la temperaturi şi presiuni ridicate;
- presiune hidrostatică acceptabilă;
- vehicularea cu pompe ridică viteza lichidului, deci α_{lich} este mare.

Dezavantaje:

- este greu de găsit un fluid cu asemenea proprietăţi.

Apa îndeplineşte majoritatea cerinţelor, mai puţin punctul de topire şi volatilitatea. Este foarte utilă pentru sistemele casnice de încălzire, (20–60 [°C]). În sistemele industriale de încălzire se pot atinge temperaturi şi presiuni de 374 [°C] şi 225 [ata].

Uleiurile minerale au viscozităţi ridicate la rece şi foarte mici la cald, sunt inflamabile dar sunt neecologice.

Glicerina, etilenglicolul şi propilenglicolul au viscozităţi ridicate la rece, sunt inflamabile la concentraţii mari dar nu sunt inflamabile la diluţii în apă şi sunt compatibile cu mediul înconjurător.

Soluţiile de săruri la compoziţii eutectice sunt corozive şi solicită proceduri speciale de eliminare după utilizare şi înlocuire.

Uleiurile sintetice sunt relativ inflamabile, stabile la temperaturi ridicate, chiar de peste 450 [°C], un timp relativ lung, (10 000–15 000 ore), dar costurile sunt extrem de ridicate, eliminarea lor fiind dificilă şi costisitoare.

Una din direcţiile „moderne" ale încălzirii cu lichide o constituie captarea şi utilizarea energiei solare. Se disting trei direcţii importante în acest domeniu:

a) utilizarea oglinzilor în vederea concentrării radiaţiei solare asupra unui generator de vapori care pun în mişcare turbina producătoare de curent electric;

b) utilizarea panourilor captatoare în vederea acumulării şi depozitării energiei solare sub formă de căldură sensibilă;

c) utilizarea pompelor de căldură având sursa „primară" una din formele de manifestare a energiei solare.

Ultimile două variante implică încălzirea cu lichide sub forma denumită generic „panou solar" sau „colectoare solare". Principiul de funcţionare a acestora este următorul: radiaţia solară este captată într-un lichid care circulă natural sau forţat printr-un traseu de conducte expuse direct Soarelui sau care sunt imersate într-un mediu încălzit de Soare: nisip, sol, apă curgătoare sau lacuri, mări sau oceane, halde de cenuşă, zgură, deşeuri diverse, deşeuri menajere fermentabile etc. Energia termică astfel captată este folosită direct în pompele de căldură sau poate fi depozitată, (acumulată), într-un vas de stocare prin intermediul altui lichid în vederea utilizării în alte scopuri.

Avantaje:

- sistemul este ecologic, prietenos cu mediul, netoxic, neinflamabil, neexploziv;
- uşor de montat şi plasat artistic pe suprafeţele existente neutilizate, de obicei acoperişuri, garduri de protecţie, terase naturale sau artificiale, taluzuri, sisteme de îmbunătăţiri funciare, construcţii casnice, birouri sau industriale;
- costuri reduse de întreţinere şi utilizare;
- grad înalt de independenţă faţă de sursele publice de energie.

Dezavantaje:

- dependenţă de gradul de insolaţie a zonei de montaj, (latitudine, altitudine, expunere faţă de soare, climat general şi mai ales local etc.);
- necesitatea unui al doilea sistem de încălzire, suplimentar;
- alegerea unui agent termic colector adecvat, de obicei fluide sintetice, care să reziste condiţiilor meteorologice locale.

3. Încălzirea cu vapori trebuie să respecte şi ea cerinţe tehnice şi economice. Cerinţele minime din punct de vedere operaţional sunt:

- volatilitate relativ mare, pentru a opera comod la presiuni mici supraatmosferice;
- căldură latentă, λ, cât mai mare;
- viscozitatea dinamică a vaporilor este scăzută şi constantă pe domeniul de utilizare;
- densitatea scăzută, asociată cu viscozitatea mică a vaporilor reduce puterea de acţionare a dispozitivelor de vehiculare;
- conductivitatea termică a vaporilor este mică;
- punct de fierbere în jurul temperaturii de operare;

- stabilitate termică, necorozivitate, să fie neexplozivi, neinflamabili şi prietenoşi cu mediul înconjurător;
- economic, agenţii termici trebuie să fie ieftini, disponibili, uşor de înlocuit sau reciclat.

Avantaje:

- se schimbă căldură latentă, care are valoare energetică ridicată; (de ex. apa la 100 [°C] are r, (căldura latentă de vaporizare = condensare): 2260 [kJ/kg] faţă de c_p, (căldura specifică a apei), 4,185 [kJ/kg · °K];
- temperatură constantă şi uniformă în întreg spaţiul instalaţiei;
- nu există posibilitatea supraîncălzirilor locale;
- coeficient parţial de transfer termic, α, mare;
- vaporii sunt saturaţi sau uşor supraâncălziţi.

Dezavantaje:

- este greu de găsit un fluid cu asemenea proprietăţi.

Apa îndeplineşte majoritatea cerinţelor pentru temperaturi între 100–200 [°C]. Este foarte utilă pentru sistemele industriale de încălzire. Vaporii de apă se pot barbota direct în lichide sau injecta în unele tipuri de materiale granulare.

4. Încălzirea electrică are o serie de avantaje: nu degajă gaze, este uşor accesibilă, elementele de încălzire au volum foarte mic, se pot concentra energii mari pe suprefeţe mici, livrarea căldurii este practic instantanee, comoditate foarte mare de operare şi automatizare, este relativ nepoluantă. Dezavantajul este faptul că este o energie de tip „secundar", adică la obţinerea ei s-a pierdut energie „primară", deci este mai costisitoare. Se pot utiliza diferite variante ale încălzirii electrice şi anume: încălzirea prin rezistivitatea materialului, încălzirea prin inducţie electrică sau electromagnetică, încălzirea prin efect dielectric, încălzirea prin curenţi de înaltă frecvenţa, încălzirea cu microunde, în spectru infraroşu, în spectru „negru", degajare de energie radiantă cu spectru larg.

5. Încălzirea radiativă are utilizări diverse şi se bazează pe legile radiaţiei corpurilor.

Mecanismul radiant are drept purtători cuantele energetice, neavând nevoie de un suport material, fizic. Undele electromagnetice transportă energia vibratorie care se converteşte în energie termică la impactul undelor cu mediul fizic material. Propagarea cuantelor respectă legile fizicii clasice şi ondulatorii, traseul lor fiind rectiliniu şi uniform distribuit în spaţiu, dacă nu există interfeţe, ecrane de protecţie sau de dirijare. Energia totală radiantă incidentă pe un material urmează calea reflectării, difuziei, (transmiterii), sau absorbţiei.

Încălzirea prin sisteme radiante „de ultimă generaţie"

În practică se extinde sistemul de încălzire cu radiaţii infraroşii prin care se doreşte a se înlocui încălzirea convectivă tradiţională.

Panourile radiante în domeniul „infraroşu" pot fi alimentate cu gaze (gaz metan, propan, GPL, bio–gaz etc.) sau electric, fiecare sistem având avantajele şi dezavantajele specifice sursei primare de energie:

- **alimentarea cu gaze:** dependenţă de reţeaua de distribuţie, de sursa de gaz lichefiat, valori variabile a puterii calorice a combustibilului, posibilitate de plasare autonomă, costuri rezonabile şi o relativă independenţă energetică, necesitatea supravegherii şi întreţinerii specializate, se produc gaze de ardere, posibil nocive, existenţa unei flăcări deschise, a sistemului de evacuare a gazelor de ardere care complică instalaţia şi afectează estetica etc.
- **alimentarea electrică:** dependenţă de reţeaua de distribuţie, posibilităţi mai reduse de generare autonomă a energiei electrice, costuri mai mari deoarece se impune integrarea energetică, comoditate la pornire, oprire, automatizare, lipsa arderilor şi a noxelor, automatizare integrată cu autosupraveghere, constanţa parametrilor energetici etc.

Sistemul de încălzire radiativă are unele **avantaje** evidente

- eficienţă ridicată la transformarea radiaţiei în căldură, de peste 96 [%], cu un necesar energetic cu 20 [%] mai redus, (aprox. 85 [%] din energie este absorbită de corpuri, restul este reflectată multiplu);
- are efect antibacterian, distrugând viruşi, bacterii, microbi, drojdii sau fungi în proporţie de 98–99 [%];
- sunt încălzite doar corpurile solide şi lichide, gazele, (aerul), nu sunt afectate sensibil;
- radiaţia infraroşie încălzeşte doar solidele şi lichidele pe care le atinge, acestea provocând la rândul lor ridicarea temperaturii aerului din imediata lor vecinătate. Radiaţiile cu lungimea de undă de peste 5 [μm] sunt absorbite preferenţial de corpul uman creând senzaţia de confort termic similar unei încălziri la 20–22 [°C], pe când aerul înconjurător nu are mai mult de 17– 18 [°C]. Radiaţiile de peste 3 μm nu penetrează sticla obişnuită, adică se asigură pierderi reduse înspre exterior prin suprafeţele vitrate.
- încălzirea redusă la minim a întregii cantităţi de aer din hală conduce la pierderi termice reduse atât prin pereţii exteriori, cât şi la închiderea şi deschiderea căilor de acces;
- încălzirea minimă a aerului nu generează curenţi convectivi intenşi, nu ridică praf şi nu perturbă ventilaţia generală sau aerisirea şi exhaustarea locală pentru posturile de muncă;
- încălzirea minimă a masei de aer care trebuie schimbată prin ventilaţie şi aerisire pentru asigurarea stării de sănătate a operatorilor, conduce la solicitări termice minime asupra personalului, dar şi pierderi termice reduse;
- funcţionare silenţioasă, fără degajare de praf, fără deplasarea aerului;
- montajul pe tavan a sistemelor radiante asigură încălzirea pardoselii şi senzaţia de confort în partea inferioară a încăperii, acolo unde sunt plasate uzual şi punctele sau posturile de lucru;
- între partea inferioară şi superioară a spaţiului este un gradient termic de 1–3 [°C],pe când la încălzirea convectivă există un gradient de 1 [°C] la fiecare 30–50 [cm];
- senzaţie suplimentară de confort datorită uniformităţii temperaturii locale;
- nu influenţează umiditatea mediului, se menţine valoarea umidităţii aerului constantă, deci se poate regla umiditatea incintei pentru a se evita igrasia şi condensul;
- greutate redusă, montaj simplu şi rapid pe perete sau tavan;
- posibilitatea de a încălzi sectorial sau global, fără compartimentare fizică;
- sunt eliminate pierderile de căldură prin mecanism convectiv datorită deschiderii frecvente a uşilor şi ferestrelor;
- alimentare de la sursa de 220 [V] direct, fără intermedieri;
- nu sunt necesare proiecte de construcţie, montaj, de verificare sau reglare ulterioară;
- uşor de întreţinut, comod, ieftin, fără depuneri „de piatră”, rugină, sau depuneri de partea „activă” a sursei, cu excepţia feţei de partea spaţiului încălzit, care trebuie să fie curăţat în limitele standardelor normale;
- nu există emisii de gaze, nu se consumă oxigen, poate fi utilizat în spaţiu închis etanş;
- nu există risc de asfixiere, incendiu, explozie generat de aparatură;
- risc minim de electrocutare, doar în cazul nerespectării regulilor general valabile pentru aparatura electrică de uz casnic;

- temperatură uniformă în întreg spaţiul deservit de un element de încălzire, reglabilă prin termostat încorporat;
- reglare comodă, rapidă şi sigură a temperaturii, cu răspuns practic instantaneu;
- fiabilitate mare, piesele în mişcare sunt doar ale termostatului mecanic, cele electronice neavând piese in mişcare asigură durata de viaţă a celui mai puţin fiabil element, de obicei de peste 10–15 ani, uzual 25 de ani;
- funcţionare silenţioasă, fără degajare de praf, fără deplasarea aerului.

Dezavantaje:

- nu se cunosc efectele pe termen lung la expunerea masivă şi de durată la radiaţii, indiferent de lungimea de undă şi intensitate (putere);
- interferenţa cu alte sisteme radiante pot genera „noduri" energetice în funcţie de geometria spaţiului şi suprafeţele reflectante, greu de depistat prin calcule, observa–bile doar prin efecte;
- interacţiunea radiaţiei cu materialul biologic este controversată şi reticentă;
- este necesară o protecţie a muncii şi PSI suplimentară la operarea cu lichide inflamabile.

Schimbătoarele de căldură sunt utilaje în care are loc transmiterea căldurii. Există o mare varietate de tipuri de schimbătoare de căldură, fiecare aparat fiind specializat pe anumite operaţii, dar modul de funcţionare şi de calcul fiind identice. De obicei locul şi poziţia în sistemele tehnice dau numele aparatului. De exemplu: preîncălzitor, radiator, calorifer, fierbător, recuperator de căldură, vaporizator, condensator, cuptor, uscător, regenerator, incinerator etc.

Relaţia de bază a schimbului termic este cea derivată din combinarea ecuaţiei de bilanţ cu cea de transfer termic:

$$Q_{cedată} = Q_{transferată} = Q_{primită} + Q_{pierdută}.$$

$Q_{cedată}$ și $Q_{primită}$ poate fi căldură sensibilă sau latentă şi se determină prin intermediul bilanţurilor de materiale care vehiculează căldura, [W];

$$Q_{transfertă} = K \cdot A \cdot \Delta T_{med}\,,$$

se calculează pe baza ecuaţiei generale de transfer, [W];

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum\frac{\delta_p}{\lambda_p} + \sum r_{dep} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

este coeficientul total de transfer a căldurii [W/m^2 · °K], care se determină prin intermediul coeficienţilor parţiali de schimb termic, a geometriei sistemului şi a particularităţii operaţiei prin calcule inginereşti specifice;

α_1 şi α_2 sunt coeficienţii parţiali de transfer termic [W/m^2 · °K];

δ_p este grosimea efectivă a peretelui separator, [m];

λ_p este conductivitatea termică a peretelui, [W/m · °K];

r_{dep} este rezistenţa depunerilor de pe peretele de schimb termic, [m^2 · ° K/W];

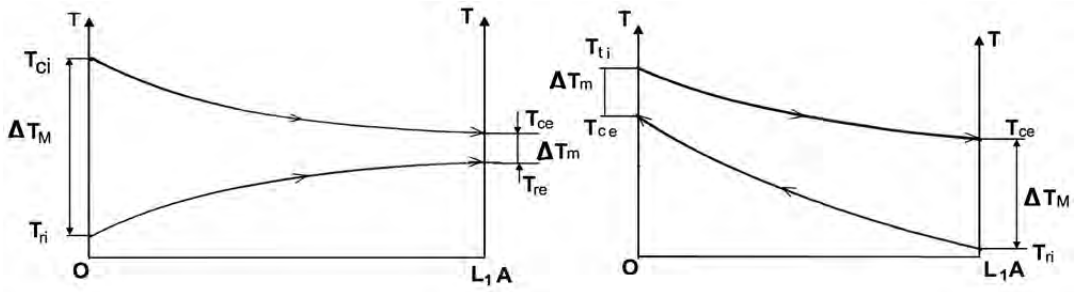
A este suprafaţa efectivă de schimb termic [m^2];

ΔT este diferenţa medie logaritmică de temperatură, [°K].

$$\Delta T_{med} = \frac{\Delta T_M - \Delta T_m}{\ln\frac{\Delta T_M}{\Delta T_m}}$$

se măsoară în [°K] sau [°C].

ΔT_M este diferenţa maximă, ΔT_m este diferenţa minimă de la capetele schimbătorului;



a) b)

Fig. 9.2. Exemple de diagrame termice simple: a) – circulaţie în echicurent; b) - circulaţie în contracurent

ΔT_{med} se calculează din diagrama ce descrie variaţia temperaturii celor două fluxuri de fluid de-a lungul schimbătorului sau pentru regimul nestaţionar variaţia în timp. Din diagrama de mai jos se pot obţine valorile uzuale medii a coeficientului total de transfer termic pentru cazurile principale de transmitere a căldurii.

Cantitatea de căldură schimbată în regim nestaţionar într-o perioadă de timp se determină cu relaţia: $Q = K \cdot A \cdot \Delta T'_{med} \cdot \tau$, în care τ este timpul de proces, [s].

$\Delta T'_{med}$ este forţa motrice la schimbul termic în regim nestaţionar şi se determină după fenomenologia procesului, pentru fiecare caz în parte.

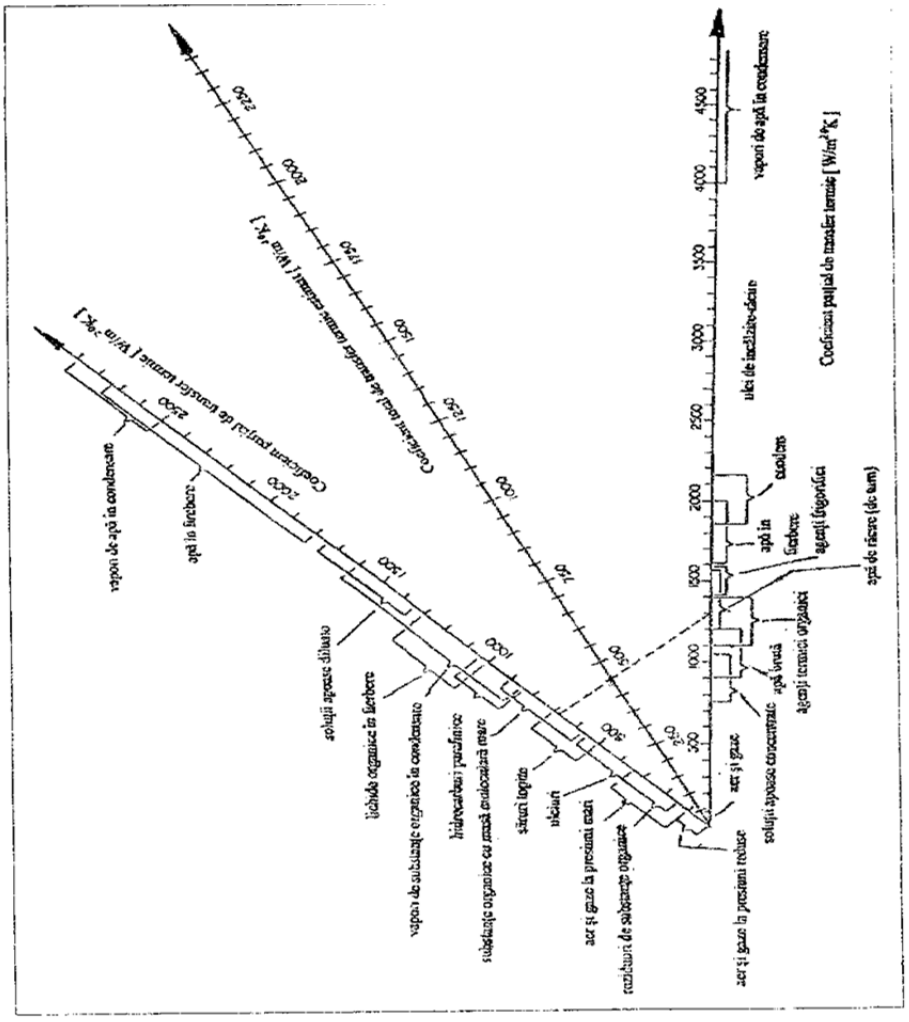


Fig. 9.2. Diagramă pentru determinarea coeficientului total de transfer termic

10. Absorbția

Absorbția este operația de separare a unuia sau a mai mulți componenți dintr-un amestec gazos prin dizolvare fizică sau chimică într-un lichid care se comportă selectiv față de componenții gazoși. Solventul se numește **absorbant** iar partea dizolvată este denumită **solut** sau **absorbit**. Dacă se urmărește îndepărtarea din gaze a unor componenți nedoriți operația se numește **spălare**, iar dacă se reține componenți valoroși denumirea operației este de **recuperare**. Operația inversă absorbției este **desorbția**, ea având loc fie la creșterea temperaturii, la scăderea presiunii sau la aplicarea simultană a acestora. Absorbția se utilizează frecvent pentru depoluarea gazelor reziduale sau pentru neutralizarea apelor uzate prin intermediul reactivilor gazoși, deoarece se poate derula continuu sau discontinuu, indiferent de cantitățile de materiale ce intervin în proces. Aerarea lichidelor este o situație specială a absorbției, datorită inevitabilei dizolvări și a altor părți din gazele componente în lichid, inclusiv a constituenților normali ai aerului.

Solubilitatea gazelor în lichide depinde de natura fizico-chimică a celor doi participanți iar echilibrul de fază depinde de presiune și temperatură. Cu cât presiunea totală a gazului este mai mare, solubilitatea sa este mai mare. Din dependența solubilității gazelor cu temperatura rezultă că la temperaturi înalte solubilitatea acestora scade.

Absorbantul folosit trebuie să îndeplinească o serie de condiții tehnice și economice. Selectivitatea ridicată, volatilitatea scăzută, viscozitatea, densitatea și tensiunea superficială redusă favorizează procesul de absorbție. Disponibilitatea, lipsa de toxicitate, agresivitatea chimică scăzută, ușurința de regenerare și reciclare, costul scăzut completează cerințele din punct de vedere economico-ecologic.

Utilajul în care are loc procesul se numește absorber, iar principiul lui de funcționare prezentat în Fig. 10.1. este simplu: pe la partea inferioară a aparatului se introduce amestecul de gaze, acestea fiind evacuate pe la partea superioară, după contactarea cu lichidul absorbant, care se scurge în general sub influența gravitației. Aparatura se completează cu anexe specifice: închidere hidraulică, distribuitoare de lichid și de gaz, separatoare de picături, regulatoare de nivel sau debit, grătare pentru susținerea umpluturilor, dispozitive pentru uniformizarea curgerii pe secțiunea coloanelor etc.

La calculul absorberelor se pornește de la diagrama de echilibru gaz–lichid, iar pe lângă relațiile generale de bilanț de materiale, termic și de transfer, se ține seama de faptul că de obicei se cunosc o serie de parametri specifici și anume: debitul și concentrația de gaze, concentrația impusă la ieșire a gazului sau concentrația la intrare a lichidului. De obicei se notează cu G debitul de gaz, [kg/h], [m^3/h], [kmol/h], cu L debitul de lichid, [kg/h], [m^3/h], [kmol/h], cu Y_i concentrația la intrare a gazului, raportul molar, [kmol gaz/kmol gaz inert], cu Y_f concentrația finală a gazului, raportul molar, [kmol gaz/kmol gaz inert], cu L debitul de lichid, [kg/h], [m^3/h], [kmol/h], cu X_i concentrația la intrare a lichidului, raportul molar, [kmol gaz/kmol gaz lichid], cu X_f concentrația finală a lichidului, raportul molar, [kmol gaz/kmol gaz lichid].

Pentru un anumit gaz și un anumit lichid, concentrația de echilibru este o funcție de temperatură și presiune [26]: $c = f(p, T)$.

La temperatură constantă relația corespunde legii lui Henry, adică presiunea parțială p a gazului este proporțională cu fracția molară a acestuia x din lichid: $p = H \cdot x$, unde H este constanta lui Henry, specifică fiecărui gaz la temperatura dată.

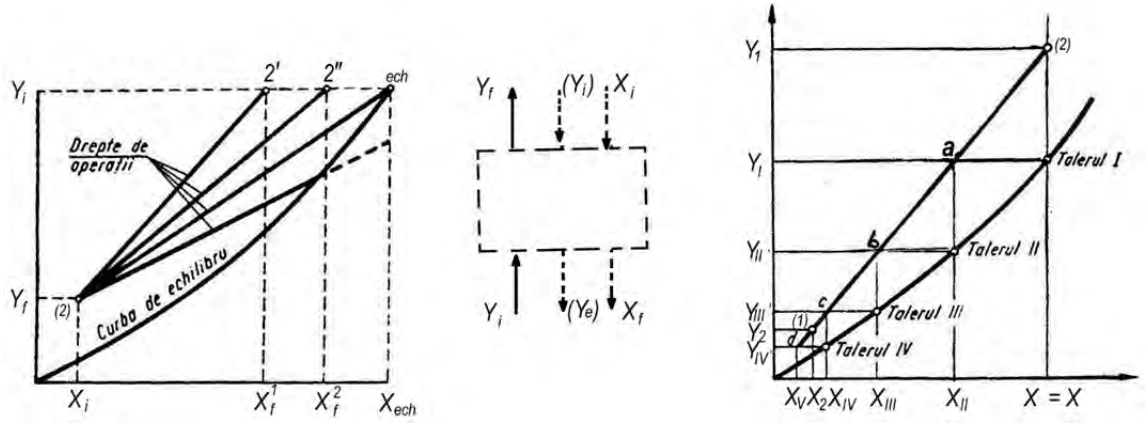
Bilanțul de materiale pentru absorbție se poate exprima într-un mod simplu și comod dacă în calcule dacă se utilizează rapoartele molare a solutului în gaz, Y și lichid X:

$$G \cdot (Y_i - Y_f) = L \cdot (X_f - X_i), \quad \text{sau} \quad \frac{L}{G} = \frac{Y_i - Y_f}{X_f - X_i}.$$

În diagrama de echilibru $X-Y$ operaţia este reprezentată în mod specific pentru contactarea în echi- sau contracurent, Fig. 10.1. Pe diagramă se trasează curba de echilibru gaz–lichid şi se plasează punctul reprezentativ al intrării lichidului, 1, de coordonate $(Y_f; X_i)$, cel de ieşire pentru lichid fiind 2, $(Y_i; X_f)$, plasate în mod corespunzător derulării operaţiei. Linia 1–2 se numeşte dreaptă de operare. Coeficientul unghiular al dreptei de operare este tocmai raportul dintre debitele de lichid şi gaz exprimate în aceleaşi unităţi de măsură. Acest raport arată cât lichid este necesar pentru absorbţia unei unităţi de gaz. Se remarcă faptul că odată cu micşorarea unghiului dreptei de operare, pentru aceeaşi concentraţie de intrare a gazului, Y_i, concentraţia de ieşire a soluţiei, X_f creşte, luând poziţiile X_f^1, X_f^2, simultan cu reducerea debitului de lichid. Întersecţia dreptei de operare cu linia de echilibru indică situaţia staţionară, de echilibru, a sistemului. Dacă se realizează condiţia: $X_f = X_{\text{saturaţie=echilibru}}$, consumul de lichid adsorbant este minim, dar stabilirea echilibrului solicită un timp de operare teoretic infinit lung, adică şi un aparat de absorbţie infinit de mare:

$$\frac{L_{min}}{G} = \frac{Y_i - Y_f}{X_i - X_f = X_{sat}}.$$

Pentru a menţine o forţă motrice suficientă a procesului de absorbţie şi un timp de lucru acceptabil, se operează la $L > L_{min}$u cât cantitatea de lichid este mai mare, forţa motrice creşte, se reduce timpul de operare şi suprafaţa de contact, deci aparatul poate fi mai compact. În cazul în care cantitatea de lichid va fi mai mică decât L_{min}u se atinge concentraţia finală propusă. Pentru cazurile practice de dimensionare a coloanelor de absorbţie, se utilizează noţiunea de „taler teoretic de contact", care desemnează numărul ideal de echilibre fizico-chimice din interiorul sistemului lichid-gaz care duce la obţinerea concentraţiei finale dorite în gazul evacuat. Modul simplu de găsire a numărului de talere teoretice este de a duce o serie de drepte paralele la axele diagramei de echilibru, între punctul 1, de intrare a lichidului, curba de echilibru şi punctul 2, de ieşire a soluţiei, Fig. 10.1.



a) b)

Fig. 10.1. Operaţia de absorbţie în diagrama X, Y
a) Schema de bilanţ de materiale b) determinarea numărului de talere teoretice, [8]

Pentru procesele de depoluare a gazelor prin spălare, se recomandă respectarea câtorva principii de bază:

- operarea la temperaturi cât mai scăzute pentru favorizarea absorbţiei şi evitarea pierderilor prin evaporare;
- utilizarea unei cantităţi cât mai mari de lichid de spălare pentru favorizarea absorbţiei, creşterea forţei motrice şi reducerea volumului aparatului;
- utilizarea unui compus chimic în lichid care să reacţioneze cu absorbitul în vederea unei fixări cât mai bune a acestuia.

Absorbţia în contracurent se utilizează la instalaţiile cu capacitate mare sau la cele cu funcţionare continuă. Ca aparat sunt preferate coloanele cu umplutură datorită simplităţii lor de operare. Dimensionarea acestor aparate se efectuează plecând de la ecuaţia generală de transfer:

$$Q_g = K_{abs} \cdot A \cdot \Delta P_{med},$$

în care: Q_g este debitul de gaz absorbit, [kg/s], [kmol/s];

K_{abs} este coeficientul total de transfer de masă la absorbţie;

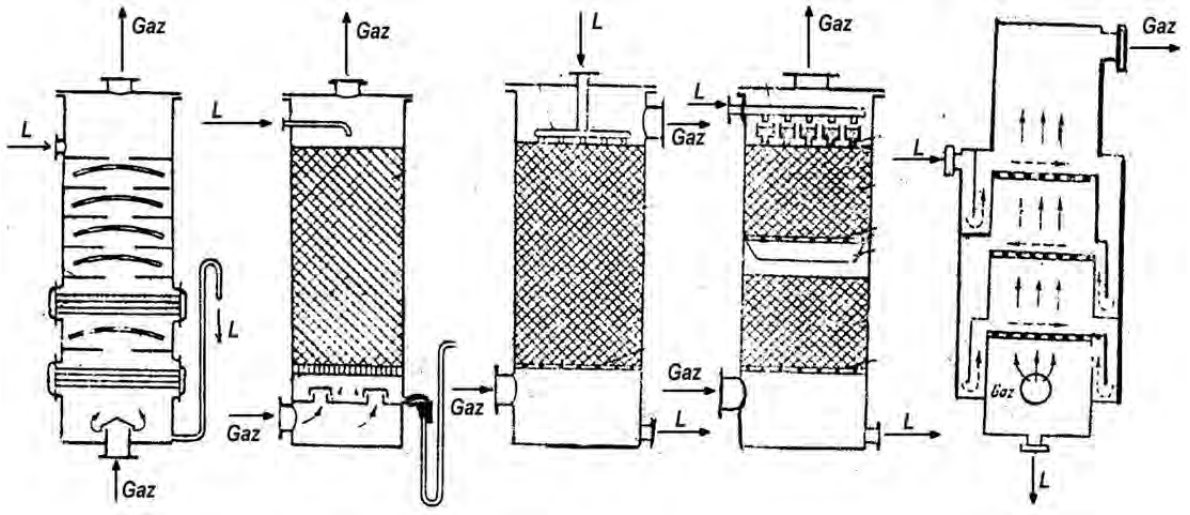
A este aria efectivă de contact gaz lichid, [m^2];

ΔP_{med} este forţa motrice medie logaritmică a absorbţiei.

În funcţie de mărimile ce reprezintă forţa motrice şi coeficientul total de transfer, respectiv unităţile de măsură a acestora, concentraţii sau presiuni, relaţiile dimensionale pentru acestea pot fi diferite. Cele două mărimi de bază pentru calculul absorberelor se determină din relaţiile lor generale de definiţie:

$$K_{abs} = \frac{1}{\frac{1}{k_g} + \frac{H}{k_l}}, \quad \text{respectiv} \quad \Delta P_{med} = \frac{\Delta P_{max} - \Delta P_{min}}{\ln \frac{\Delta P_{max}}{\Delta P_{min}}},$$

unde P reprezintă potenţialul transferului de masă la absorbţie. Acesta poate fi diferenţa de concentraţie sau de presiuni parţiale a gazului absorbit faţă de cele două faze: lichidă şi gazoasă. k_g şi k_l sunt coeficienţii parţiali de transfer de masă raportaţi la faza gazoasă respectiv lichidă.



a) b) c) d) e)

Fig. 10.2. Variante constructive ale turnurilor de absorbţie, [2]
a) cu talere sită; b) cu operare la suprapresiune; c) cu umplutură; d) cu redistribuire a lichidului; e) cu strat spumant

Absorbţia semicontinuă sau **în echicurent** este preferată pentru cantităţile mici de gaze, pentru chemosorbţia gazelor cu toxicitate ridicată dar cu concentraţii foarte reduse, pentru instalaţiile mici sau cu funcţionare discontinuă. Dimensionarea aparatelor discontinue se efectuează plecând tot de la ecuaţia generală de transfer, dar exprimată în termeni specifici:

$$M_g = K_{abs} \cdot A \cdot \Delta P_{med} \cdot \tau,$$

în care: M_g este cantitatea sau masa de gaz absorbit, [kg], [kmol];

K_{abs} este coeficientul total de transfer de masă la absorbţie;

A este aria efectivă de contact gaz lichid, [m^2];

ΔP_{med} este forţa motrice medie logaritmică a absorbţiei;

τ este timpul de operare, [s].

Schemele şi modul de operare a acestora sunt prezentate în Fig. 10.3.

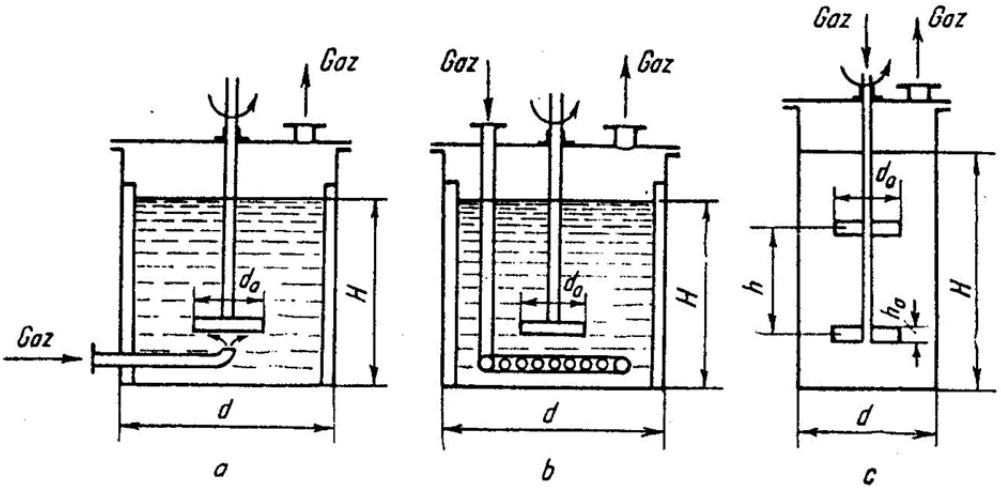


Fig. 10.3. Aparate de absorbţie discontinuă, [2]
a) introducere centrală a gazului b) introducere prin inel perforat c) introducere prin axul agitatorului

În acest caz forţa motrice medie fiind variabilă în timpul operaţiei, ea trebuie calculată pentru situaţia regimurilor nestaţionare. După cum se vede şi din schiţele de mai sus, dimensiunile caracteristice ale elementelor constructive sunt importante pentru realizarea completă şi corectă a absorbţiei, calculul, dimensionarea şi construcţia acestora trebuind să corespundă unor solicitări severe de inginerie chimică. Neglijarea acestor aspecte conduce la o absorbţie nesatisfăcătoare, gazul evacuat depăşind valorile concentraţiilor impuse la ieşire.

11. Aerarea

Aerarea este operaţia de introducere a unei cantităţi suplimenatre de aer sau oxigen în materialul sau suspensia supusă tratării. Operaţia de aerare este foarte importantă pentru depoluarea apelor uzate şi constituie una din bazele fizice şi fiziologice a procesului de (auto)epurare. De cele mai multe ori sistemele de aerare sunt legate direct de operaţia de amestecare şi/sau de alte procese complementare: curgerea sistemelor multifazice, flotaţie, absorbţie, reacţii chimice sau biochimice, precipitare, decantare sau alte efecte la nivelul global a sistemului: dispersarea poluanţilor în mediu, măsuri complexe legate de ecologizarea unor porţiuni de mediu, refacerea unor zone afectate de poluare.

Din punct de vedere fenomenologic aerarea este un caz particular al absorbţiei, în acest caz gazul fiind aerul, iar lichidul este apa. Particularitatea constă în faptul că aerul este un amestec multicomponent, dar numai oxigenul este gazul care interesează procesele din avalul operaţiei, iar lichidul este apa de diferite calităţi. Continutul de oxigen la saturaţie din apă depinde de presiunea parţială a oxigenului din amestecul de gaze şi de temperatură:

$$c_{sat} = K_{ox} \cdot p_{ox};$$

în care: K_{ox} este coeficientul de transfer al oxigenului în apă;

p_{ox} este presiunea parţială a oxigenului din aer.

Pentru aerul atmosferic:

- presiunea parţială a azotului este de 0,79071 [bar];
- presiunea parţială a oxigenului este de 0,209 [bar];
- presiunea parţială a bioxidului de carbon este de 0,00029 [bar].

Pentru toate gazele solubilitatea scade cu creşterea temperaturii, deci iarna există în apă mai mult oxigen decat vara. La 10 [°C], concentraţia de saturaţie a oxigenului este de 11,25 [Kg/m^3]. În cadrul operaţiilor de aerare, trebuie să se ţină seama şi de variaţia de temperatură dintre zi şi noapte, deci dizolvarea oxigenului este influenţată de situaţia calendaristică şi de cea meteorologică. Valoarea coeficientului de transfer al oxigenului în apă în funcţie de temperatură este dată în Tab. 11.1.

Tab. 11.1. Valoarea K_{ox} în funcţie de temperatură, [7]

T [°C]	8	12	15	18	23	28	33	38	43	48	53	58
K_{ox} [ml/l]	86,2	62,3	54,6	48,9	42,9	38,0	34,2	31,0	28,3	26,1	24,4	23,2

Eficienţa procesului de aerare, deci cantitatea de oxigen dizolvată, se poate calcula prin relaţia generală de transfer de proprietate:

$$m_{ox} = K_{ox} \cdot A \cdot \Delta c_{med\ ox}.$$

Se remarcă influenţa temperaturii asupra concentraţiei, respectiv a coeficientului de transfer, aspecte discutate mai sus, astfel încât pentru creşterea eficienţei totale se mai poate interveni în favoarea creşterii suprafeţei de contact, A, dintre apă şi aer. În acest sens se aplică atât pulverizarea apei, cât şi generarea unor bule de aer cât mai fine, mai uniforme şi cu durată de viaţă mai lungă în masa de apă. Pentru realizarea acestui scop trebuie să se ţină seama de influenţa unor proprietăţi fizice asupra stabilităţii bulelor de aer. Astfel, viscozitatea mai mare a lichidului creşte timpul de contact cu gazul, iar tensiunea superficială mică generează bule cu dimetru mai mare, dar mai stabile. Modificarea viscozităţii şi a tensiunii superficiale pot fi luate în considerare numai în cazul apelor uzate. În Tab. 11.2. este prezentată solubilitatea aerului în apă în funcţie de temperatură.

Tab. 11.2. Solubilitatea aerului în apă în funcţie de temperatură

Temperatură	[°C]	0	5	10	15	20	25	30
Solubilitate	[l/m^3]	29,2	25,7	22,8	20,6	18,7	17,1	15,6

Cele mai simple sisteme de aerare şi amestecare sunt sistemele naturale de tip baraj, obstacole, cascadă, deversor, pulverizator sau sistemele cu autobarbotare. Avantajele acestora derivă din faptul că pot fi utilizate pe scară largă, au nevoie de amenajări minime, necesarul energetic este redus, folosindu-se curgerea liberă generată de panta naturală, sunt sisteme simple, fără piese în mişcare, deci au fiabilitate foarte mare, nu necesită supraveghere sau întreţinere, se pot confecţiona uşor din materiale accesibile şi rezistente la acţiunea factorilor de mediu.

Dezavantajele acestora sunt datorate faptului că pot fi utilizate numai în anumite condiţii topografice, performanţele depind puternic de parametri de operare: debit, înălţime de cădere, forma obstacolului, influenţe exterioare şi de condiţiile climatice.

Sistemele de aerare cu performanţe ridicate, constante şi controlabile sunt de obicei mari consumatoare de energie electrică, sunt scumpe şi solicită supraveghere în timpul funcţionării. Construcţia şi modul lor de funcţionare depinde de tipurile particulare de ape uzate care trebuie denocivizate, de materialele de tratare adăugate anterior, de soluţia tehnologică aleasă şi de diversitatea condiţiilor climaterice sau geografice în care sunt construite aceste instalaţii.

Operaţia de aerare controlată este una complexă şi se desfăşoară în aşa zisele bazine de aerare şi necesită o serie de instalaţii auxiliare: staţii de compresoare, dispozitivele de distribuţie a apei şi aerului, armături, conducte, instalaţii de reglare, automatizare şi control, dispozitive de vehiculare nămolului şi de recirculare a unei părţi din apă şi nămol, paturi de nămol, sisteme de recuperare a apei din paturile de nămol etc.

Din punct de vedere tehnic, cele mai simple, răspândite şi utilizate sisteme de introducere a aerului în apă sunt tuburile şi plăcile barbotoare. Comoditatea de utilizare este dată şi de faptul că nu au piese în mişcare, se confecţionează uşor, sunt ieftine, fiabile şi nu solicită supraveghere de specialitate. Principiul de operare este introducerea aerului în apă cu o presiune mai mare decât cea generată de înălţimea hidrostatică a coloanei de apă. Este şi unul din dezavantajele metodei, deoarece cu cât creşte înălţimea stratului de lichid, creşte necesarul energetic la comprimarea aerului: $p = \rho \cdot g \cdot H$; unde p este presiunea hidrostatică, [Pa]; H este înălţimea stratului de apă [m], ρ este densitatea apei, [Kg/m^3]. (Vezi şi amestecarea prin barbotare).

Generarea bulelor de gaz poate fi controlată prin intermediul diametrului orificiilor de ieşire a aerului, iar amestecarea generată de curentul de bule ce antrenează apa înconjurătoare se poate îmbunătăţi prin plasarea în locurile dorite a sistemelor de distribuţie a bulelor. Se poate aprecia că la un anume diametru al orificiului de ieşire, bula de aer va avea o dimensune specifică, [32, 33]:

Diametrul orificiului [mm]	Diametrul bulei [mm]
0,020–0,03	0,5
0,045–0,07	0,8
0,130–0,160	1,2
0,200–0,38	2,2

Utilizând placi poroase apare o suprafaţă mai mare şi mai uniformă de distibuţie a bulelor; un număr de orificii mai mare, o uşurinţă a obţinerii plăcilor cu găuri de diametre mici generate prin sinterizare. Există şi unele dezavantaje: înfundarea foarte uşoară şi deblocarea greoaie îndeosebi la modificarea regimului de funcţionare sau la opriri pe perioade mai lungi.

Alte sisteme simple de barbotare sunt amestecătoarele mecanice cu diverse geometrii formate din piese goale în interior prin care se suflă aerul. Se deosebesc de sistemele prezentate anterior prin faptul că asigură o amestecare mai bună a masei de apă. Schemele de construcţie şi funcţionare a acestora sunt prezentate mai jos.

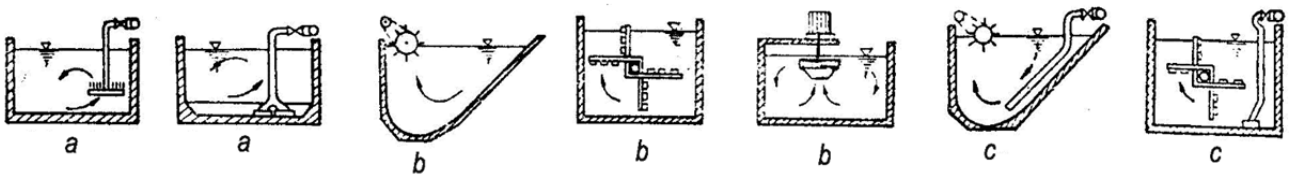


Fig. 11.1. Procedee şi sisteme de aerare, [7]
a) pneumatică, b) mecanică, c) mixtă

Fiecare dintre aceste sisteme au avantaje şi dezavantaje care sunt prezentate succint:

Aeratoarele pneumatice şi mecanice au o reţea de ţevi găurite plasate într-o parte a bazinului. Circulaţia lichidului şi nămolului va fi asigurată de de curgerea trifazică a amestecului aer-lichid-solid. Avantaje: investiţie iniţială mică, posibilitatea modificării adâncimii de pompare în raport cu necesarul biochimic de oxigen, întreţinerea uşoară şi uzura minimă. Necesarul energetic este relativ redus fiind format în principal de putere necesară compresorului şi amestecătorului. Dacă ţevile cu orificii au posibilitate de rotire în plan vertical apare fenomemul de desfundare naturală. Dezavantajele sistemului sunt: circulaţie proastă a nămolului în partea unde nu sunt tuburi perforate, cu posibilitate de sedimentare în locurile cu circulaţie leneşă, găurile din reţeaua de distribuţie sigură dimensiuni ale bulelor relativ constante în timp, ceea ce nu corespunde nevoilor tehnologice.

Aeratorul pneumatic cu placă perforată are uzură redusă, funcţionare sigură şi stabilă, amestecarea aproape omogenă în întreg vasul, dar şi dezavantajul necesităţii controlării extrem de riguroase a debitului şi presiunii pentru a avea regimul hidrodinamic optim de circulaţie pentru nămolul din interiorul vasului.

Aeratoarele mecanice tip tambur sau perie se rotesc pe o axă plasată aproximativ la nivelul lichidului din vas. Jumătatea imersată a tamburului sau periei realizează preluarea apei şi agitarea ei mecanică, cealaltă parte serveşte contactului apei antrenate cu aerul atmosferic. Avantajele acestora sunt: funcţionează la parametri constanţi indiferent de nivelul lichidului din vas, secţiunea diferită de curgere permite atât sedimentarea excesului de nămol cât şi evacuarea limpedelui liber de suspensia de nămol. Printre dezavantaje se numără: suprafaţă mică de contact între aer şi apă, o agitare mecanică locală, funcţionare defectuoasă în perioada de îngheţ.

Aeratorul mecanic cu rotor imersat funcţionează prin efectul de reacţie generat de aerul insuflat. Debitul acestuia trebuie controlat, deoarece la debit mare turaţia creşte şi poate duce la distrucţia flacoanelor de nămol, iar la debit insuficient rotaţia este lentă sau se anulează.

Sistemele cu **turbopompă** au un motor care pune în mişcare prin intermediul unui ax un rotor cu palete. Acesta împinge apa printr-un ajutaj pâna în partea de superioară, de unde revine în bazin ca o fântâna arteziana. Avantaje: o aerare foarte intensă, se poate opera la debite foarte mari. Ca dezavantaj este consumul foarte mare de putere electrică, 50–150 [kW].

12. Adsorbția

Adsorbția este operația unitară de transfer de masă prin care un component dintr-o fază fluidă, adsorbitul, este reținut pe suprafața unei faze solide, adsorbentul. Operația are loc spontan, deoarece adsorbitul este în concentrație mai mare în faza fluidă decât în adsorbent, așa încât operația decurge în sens natural, difuzând de la concentrație mai mare la o concentrație mai mică. Fenomenul invers, de eliminare a adsorbitului de pe solid se numește desorbție și se utilizează la regenerarea adsorbentului sau pentru recuperarea adsorbitului. Reținerea pe suprafața unui solid a unor molecule sau particule de material se bazează pe legături fizico-chimice între adsorbant și adsorbit, legături ce caracterizează principalele variante de adsorbție.

Adsorbția fizică are loc la interfața solid-fluid, în straturi monomoleculare datorate legăturilor de tip: van der Waals, Debye, London, legături de hidrogen, ion-ion, dipol-dipol, ion-dipol etc. Se caracterizează prin tăria legăturilor, care este redusă, (nu depășesc 40 [kJ/kmol]), prin stabilirea rapidă a echilibrului, este incompletă și prin faptul că la creșterea temperaturii apare desorbția. Datorită energiilor mici de legături solid-adsorbit, adsorbția fizică este de cele mai multe ori nespecifică, practica a demonstrat că există și o oarecare selectivitate între solid și adsorbit datorate asemănărilor de structură chimică dintre parteneri. Tot în cadrul legăturilor de tip fizic intră și adsorbția prin capilaritate. Faza adsorbită, lichidă, penetrează porii și spațiile înguste din solid îmbibând materialul. Fenomenul se datorează tensiunii interfaciale și procesul respectă legea ascensiunii capilare. Dacă lichidul „udă" solidul îmbibarea este favorizată, în caz contrar solidul nu este „udat" de lichid, îmbibarea nu poate avea loc.

Adsorbția chimică are loc prin formarea de legături chimice între solid și adsorbit. este un proces mai lent, care decurge cu atât mai complet și mai rapid cu cât crește temperatura.

Indiferent de tipul adsorbției, fiind vorba de un proces care decurge la interfața solid - fluid, este de dorit ca aceasta să fie cât mai mare. **Suprafața specifică** S_{sp} este raportul dintre suprafața reală a solidului și masa acestuia [m^2/kg]. **Capacitatea de adsorbție** C_a reprezintă cantitatea de adsorbit ce poate fi reținută în anumite condiții de unitatea de masă a adsorbentului, [kg/kg]. Adsorbția are următoarele caracteristici față de alte procese de separare:

- sunt reținute și particule de tip coloidal;
- sunt adsorbite materiale aflate în concentrație minimă, dar cu afinitate față de adsorbant;
- există un grad de selectivitate ridicat față de componenții amestecului.

Adsorbția se utilizează în special pentru reținerea unor cantități mici de materiale nedorite: colo–rante, odorante, poluante din fluxurile de materiale sau pentru limitarea, reabilitarea și recuperarea poluanților răspândiți pe suprafețe restrânse.

Adsorbanții utilizați trebuie să fie selectivi pentru componentul care se reține, să aibă suprafață specifică și o capacitate de adsorbție mare, să fie ieftini, disponibili, să se poată regenera ușor după recuperarea adsorbitului, să nu ridice probleme la depozitarea lor după terminarea ciclului de viață tehnologică sau să poată fii eliminați fără a crea probleme suplimentare de poluare. Adsorbenții utilizați frecvent sunt:

Cărbunele activ, care se obține prin încălzirea la temperaturi înalte în camere închise a materialelor de origine vegetală: lemn, coji, sâmburi, tulpini de plante. Acestea, sub acțiunea căldurii se descompun eliminând părțile volatile. Rămâne un schelet foarte poros format din particule de carbon, cu afinitate în special pentru materialele de natură organică. Materialul are un preț scăzut, se obține ușor în varietățile solicitate, este accesibil, inert chimic și fiziologic, există posibilități de regenerare prin suflare cu abur și se poate distruge ușor la pierderea capacității de adsorbție prin incinerare. Particule foarte fine de cărbune activ pot trece în efluent, fiind necesară filtrarea acestuia. Are afinitate redusă pentru compușii anorganici din fază lichidă.

Gelul de silice, silicagelul, rezultă prin precipitarea acidului silicic din soluţii de silicat de sodiu. După spălarea şi uscarea solidului rezultă un produs poros, cu o mare afinitate pentru compuşii polari anorganici şi organici. Se poate obţine în varietăţi şi formele de prezentare dorite, iar tratamentele suplimentare îl pot face selectiv pentru o diversitate de compuşi. Fiind un produs sintetic are un preţ mai ridicat, dar proprietăţi constante şi controlabile.

Pământurile decolorante sunt produse naturale formate din silicaţi naturali cu diferite grade de hidratare dar şi cu structuri poroase favorabile adsorbţiei: argile, caolinuri, bentonite, diatomite. Sunt ieftine şi accesibile.

Tufurile vulcanice, zeoliţii şi alumina activă sunt tipuri speciale de adsorbenţi naturali sau sintetici care pot capta molecule cu structuri specifice.

Aceşti adsorbenţi anorganici sunt ieftini, prezintă pe lângă capacitatea de adsorbţie şi o oarecare capacitate de schimb ionic, au rezistenţă mecanică foarte bună, pot fi utilizaţi atât în mediu apos cât şi în mediu organic cu rezultate bune, operează atât în mediu acid cât şi bazic, se separă uşor din fluide din cauza densităţii mari.

Printre dezavantaje se numără în principal: distrugere finală dificilă, probleme legate de neînţelegerea completă a migraţiei poluanţilor în structuri solide, proprietăţi fizico-chimice variabile în funcţie de zăcământ sau de poziţia filonului în zăcământ.

Trebuie precizat că pe fenomenul de adsorbţie se bazează reţinerea şi recuperarea hidrocarburilor deversate pe sol sau în ape prin intermediul materialelor adsorbante: paie, rumeguş, materiale textile, materiale plastice expandate, zgură expandată etc.

Calculul operaţiei se bazează pe bilanţul de materiale la echilibru şi caracteristicile operaţionale. Concentraţia la echilibru a adsorbitului este descrisă de obicei prin relaţii de tip Freundlich, [8, 26]:

$$c_{abs} = k_{ads} \cdot p^{n},$$

sau de tip Langmuir, [8, 26]:

$$c_{abs} = \frac{k_{abs} \cdot p}{1 + k_{abs} \cdot p},$$

unde k_{abs} este o constantă specifică sistemului adsorbit–adsorbent, iar p este presiunea parţială sau concentraţia adsorbentului în masa de fluid, n este un coeficient numeric. n supraunitar indică o adsorbţie favorizantă faţă de solid, valoarea subunitară indică o afinitate slabă a solidului faţă de adsorbit.

Pentru operarea discontinuă, când se tratează cantitatea M_f de fluid ce conţine un component nedorit ce trebuie eliminat între concentraţiile impuse y_i şi y_f, se poate scrie:

$$M_f \cdot (Y_i - Y_f) = M_s \cdot (X_f - X_i).$$

Din relaţie se poate determina cantitatea minimă de solid M_s cu capacitatea de absorbţie respectivă ce trebuie adăugată pentru a aduce masa de fluid M_f de la concentraţia iniţială la cea finală în adsorbant. Timpul de proces se poate determina din calculul de transfer de masă pentru regimul nestaţionar de adsorbţie:

$$M_{ads} = K_{ads} \cdot S_{sp} \cdot \Delta c_{med^1} \cdot \tau,$$

Operarea **discontinuă** este specifică pentru sistemele de lucru în „şarje”, sau pentru capacităţile mici de producţie. Modul de operare este simplu: se introduce în cantitatea de lichid care trebuie tratată solidul în cantitatea necesară, eventual un mic exces, 5–10 [%] şi se amestecă sistemul un timp suficient în care să se stabilească echilibrul fizico-chimic. Analizele de laborator sau determinări organoleptice indică valoarea concentraţiilor finale. Apoi se separă materialul adsorbant epuizat de lichid şi se pregăteşte o nouă şarjă. De obicei sunt cunoscute cantităţile de materiale intrate în proces, concentraţiile acestora şi timpul de operare fie pe baza experienţei, fie ca urmare a determinărilor de laborator sau a unor calcule anterioare. Operaţia de adsorbţie nestaţionară discontinuă se poate urmări în schema prezentată în Fig. 12.1. Avantajele acestui sistem sunt vizibile imediat: simplitate,

flexibilitate de operare, preţ scăzut, nu solicită personal calificat, control comod al procesului. Ca dezavantaje se numără operarea cu cantitate limitată de material, multă manoperă, inconstanţa parametrilor funcţionali.

Pentru operarea **semicontinuă**, adică atunci când materialul fluid străbate o coloană cu adsorbant solid, absorbţia se consideră „dinamică". Pentru lichide coloana de adsorbant este străbătută de jos în sus, gazele sunt dirijate de sus în jos. De obicei sunt plasate mai multe coloane identice cu adsorbant, astfel că atunci când o coloană este în faza de adsorbţie, celelalte sunt regenerate, spălate sau pregătite pentru operare.

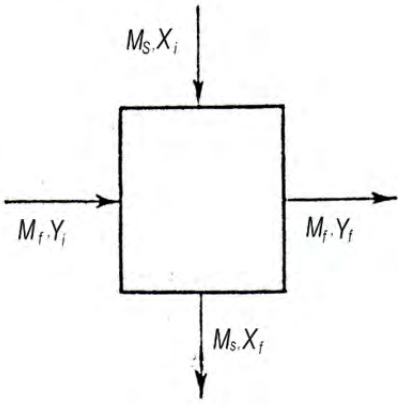


Fig. 12.1. Schema de bilanţ de masă la adsorbţia discontinuă

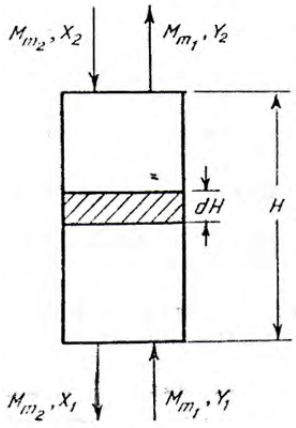


Fig. 12.2. Schema de bilanţ de masă la adsorbţia continuă [2]

Reţele de conducte şi ventile dirijează fluxurile de materiale în sensul dorit, existând şi sisteme de recuperare a adsorbitului, aşa cum se sugerează în Fig. 12.3.

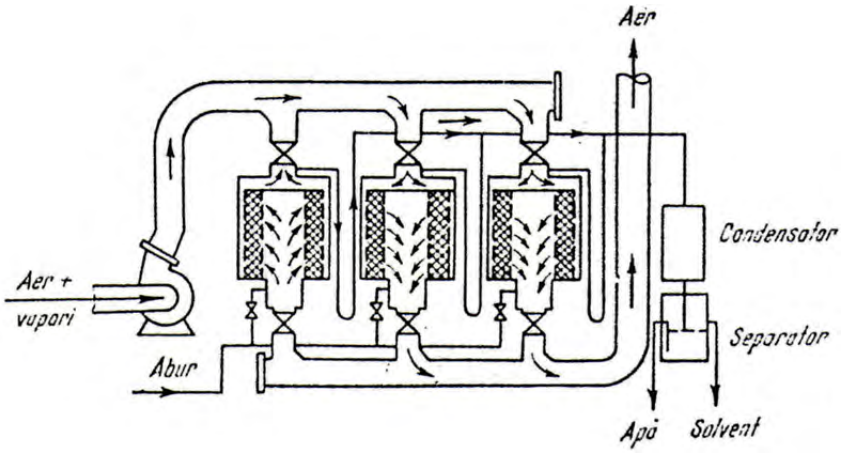


Fig. 12.3. Schema simplificată a unei instalaţii de adsorbţie dinamică, [2, 8]

În Fig. 12.4. se prezintă sub formă grafică derularea operaţiei de adsorbţie dinamică la momente succesive. În momentul τ_a, imediat după începerea procesului, în coloana de absorbant se disting trei porţiuni: un strat saturat cu adsorbit, un strat în curs de saturare, cu lungimea L, în care se derulează de fapt adsorbţia şi un strat în care nu se reţine adsorbatul, acesta fiind reţinut înainte de a ajunge în această zonă. La ieşire materialul mai are încă urme de adsorbit, deoarece nici un proces nu se derulează până la epuizarea totală a componenţilor. Adsorbţia se derulează cu majorarea zonei saturate şi cu deplasarea zonei în curs de saturare înspre partea de ieşire: τ_b, τ_c, τ_d. În momentul τ_c, capătul zonei în curs de saturare a atins limita superioară a coloanei de adsorbant, iar adsorbitul începe să scape din coloană. Este aşa-zisul „punct de străpungere" (break point), evoluţia concentraţiei adsorbitului la ieşire putând fi urmărită pe diagrama concentraţie - timp din partea de jos a figurii.

Până la epuizarea completă a capacității de adsorbție a coloanei, între τ_d și τ_e, momentul final, concentrația adsorbitului în fluxul de evacuare crește continuu, în final, în momentul τ_e, concentrațiile de intrare și ieșire fiind identice, iar materialul adsorbant este complet epuizat.

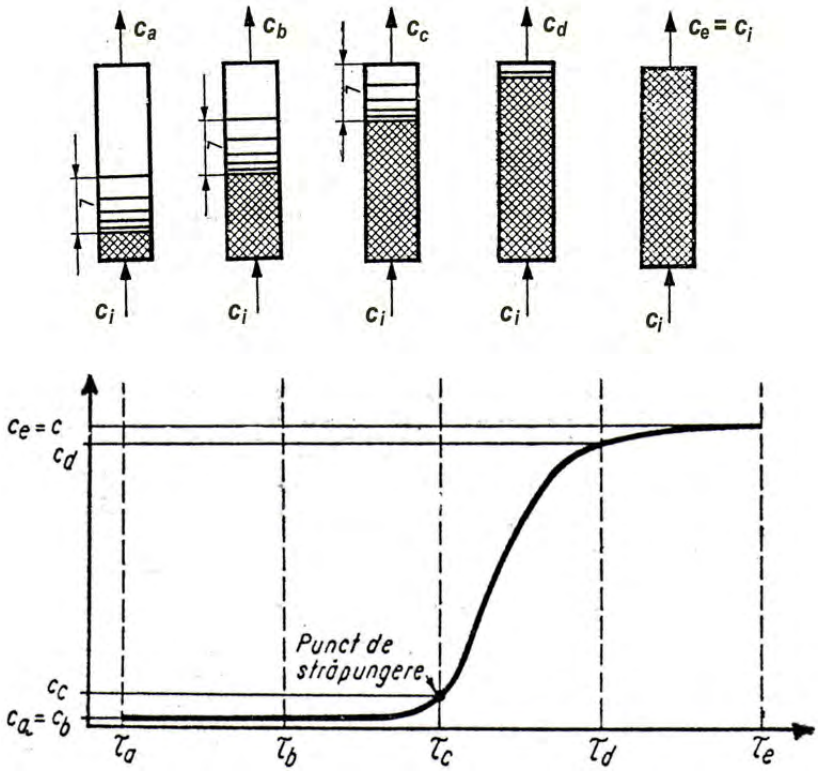


Fig. 12.4. Evoluția concentrației adsorbitului în cazul adsorbției dinamice, [8]

Avantajele sistemului semicontinuu: nu se vehiculează solide, care deseori sunt greu de manevrat, se pot utiliza în procese continue sau pentru cantități mari de fluide, sunt ușor adaptabile la automatizare și control, calitate constantă a fluxului de ieșire. Ca dezavantaje se numără: investiții mari inițiale și necesitatea prezenței unui personal calificat.

Pentru adsorbția **continuă** se utilizează procedeul „stratului mobil". Solidul, adsorbantul, coboară lent printr-o coloană în contracurent cu fluidul ce conține adsorbentul. În timpul contactului materialul solid se saturează cu adsorbitul. Solidul este extras continuu din coloană pe la partea de jos și trece la faza de regenerare, apoi este realimentat în coloană pe la partea superioară. Procedeul solicită aparatură complexă, atât în faza de adsorbție propriu-zisă cât și în etapele intermediare:

- alimentare cu solid concomitent cu separarea fluidului purificat;
- asigurarea curgerii omogene în coloană;
- extracția continuă a solidului epuizat concomitent cu alimentarea fluidului brut;
- regenerarea solidului prin stripare cu abur;
- uscarea adsorbentului regenerat.

13. Schimbul ionic

O categorie specială de materiale adsorbante solide utilizate pentru reținerea unor structuri ionizabile sunt schimbătorii de ioni. Aceste materiale sunt formate dintr-o matrice solidă insolubilă de care sunt atașate permanent, prin legături chimice, grupări ionizabile. Ca formă fizică exterioară cea mai comună este cea sferică, dar și granule cu formă neregulată, particulele având 0,3–2 mm diametru. Aceste particule au o structură interioară macro- și microporoasă, adică prezintă o suprafață specifică foarte mare. Macro- și microporii permit trecerea unei cantități de lichid prin mecanisme de capilaritate și difuziune configurațională, asigurând și o suprafață mare efectivă de contact între solid și lichid prin transportul difuzional de interfață [27, 28]. Cei mai uzuali schimbători de ioni au scheletul insolubil format dintr-o rețea tridimensională generată prin polimerizarea reticulantă „în suspensie" a unui amestec de stiren și divinil benzen. În rețeaua polimerică se introduc prin reacții chimice grupe funcționale cu proprietăți de schimb ionic. În funcție de sarcina electrică a ionului care poate fi schimbat, materialele pot fi cationiți sau anioniți. Funcționalizarea se produce pe nucleul benzenic a stirenului, fie prin sulfonare, când rezultă cationiți, fie prin cuaternarizarea grupării aminice, când rezultă anioniți. Principiul de operație de schimb de ioni este înlocuirea ionului mobil din scheletul insolubil cu altul de același semn preluat din faza lichidă. În ecuațiile chimice de mai jos, prin R s-a notat scheletul insolubil și s-a considerat o singură grupă ionizabilă.

$$\mathrm{R-SO_3^-H^+ + Na^+Cl^-} \;\rightleftarrows\; \mathrm{R-SO_3^-Na^+ + H^+Cl^-}$$

$$\mathrm{R-(CH_3)_3N^+Cl^- + Na^+CN^-} \;\rightleftarrows\; \mathrm{R-(CH_3)_3N^+CN^- + Na^+Cl^-}$$

În urma reacțiilor de dublu schimb se înlocuiesc ionii de același semn. După ce toate grupele ionizabile din schimbătorul de ioni au captat contraionii din soluție, materialul solid trebuie regenerat, adică se înlocuiesc ionii captați din faza lichidă cu alți ioni de același semn proveniți din soluțiile de regenerare, astfel că se reface structura și capacitatea de schimb inițială. Pentru regenerarea cationiților se utilizează de obicei soluții diluate 3–7 [%] de acid clorhidric sau sulfuric, iar pentru anioniți se folosește uzual o soluție diluată 2–5 [%] de hidroxid de sodiu sau de amoniu. Se mai poate utiliza pentru regenerare și soluție 8–15 [%] clorură de sodiu.

$$\mathrm{R-SO_3^-Na^+ + H^+Cl^-} \;\leftrightarrow\; \mathrm{R-SO_3^-H^+ + Na^+Cl^-}$$

$$\mathrm{R-(CH_3)_3N^+CN^- + Na^+OH^-} \;\leftrightarrow\; \mathrm{R-(CH_3)_3N^+OH^- + Na^+CN^-}.$$

Schimbătorii de ioni sunt utilizați câteva mii de cicluri: schimb ionic-regenerare, (1500–2000), apoi trebuie înlocuiți cu material proaspăt. Epuizarea sau îmbătrânirea schimbătorilor de ioni provine de la reacțiile ireversibile dintre grupele funcționale cu elemente polivalente și de la colmatarea porilor cu materiale în suspensie aflate de obicei în ape. Cu cât valența contraionului ce reacționează cu gruparea de pe scheletul insolubil este mai mare, gradul de ireversibilitate a reacției crește. Ionii de Al, Fe, Mn, se găsesc uzual în apa tehnologică, așa încât epuizarea este inevitabilă. Îmbătrânirea apare și ca urmare a înfundării porilor cu materiale solide în suspensie aflate în soluțiile active sau de regenare, ori ca urmare a distrugerii fizice a materialului. Îndepărtarea prealabilă a acestor impurități solide care trec peste schimbătorii de ioni previne colmatarea prematură a acestora, deci este de dorit ca schimbul ionic să fie plasat în lanțul tehnologic de epurare după sedimentare, decantare sau filtrare. Schimbătorii de ioni se caracterizează tehnologic prin parametri funcționali fizici și chimici. Parametri fizici principali pentru operare sunt: diametrul mediu al particulelor, distribuția fracțiilor granulometrice, suprafața specifică, gradul de gonflare și densitatea în vrac în stare umedă și uscată. Cu cât diametrul particulei este mai mic, reacția de schimb ionic decurge mai complet și mai rapid iar gradul de utilizare a schimbătorului este mare. Diametrul mic înseamnă și viteze mici de curgere,

pierdere mare de presiune, dispozitive mai complicate de reținere a particulelor pentru a se evita antrenarea lor de către fluid la ieșirea din aparat și un timp mai scurt între regenerări succesive. Cu cât distribuția granulometrică este mai îngustă, utilizarea capacității de schimb este mai completă, viteza de scurgere a lichidului prin coloană este mai mare și mai uniformă. O suprafață specifică mare asigură o viteză de schimb mai rapidă, o purificare avansată a lichidului ce parcurge solidul și un timp scurt de contact, dar și o colmatarea rapidă a porilor și retenții reziduale mari. Densitatea în vrac este un parametru care influențează volumul aparatelor și rezistența mecanică a fundațiilor. Cu cât gradul de gonflare este mai mare, suprafața specifică și porozitatea crește, dar apare posibilitatea de spargerea spontană a particulelor și generează dificultăți la pornirea și oprirea instalațiilor. Dintre parametri chimici sunt importanți: capacitatea de schimb, stabilitatea chimică și valența radicalului din scheletul fix al materialului. Capacitatea de schimb se exprimă în [mili echivalenți gram/gram de rășină] și cu cât este mai mare schimbătorul poate reține cantități mai mari de contraioni. Valența radicalului fix nu depășește valoarea 2, o valență mare asigurând un număr mai mare de cicluri reținere-regenerare. Schimbătorii de ioni se utilizează în același mod ca și adsorbanții solizi: în sistem discontinuu și în sistem continuu, fenomenologia și modul de calcul al procesului fiind identice. Avantajul utilizării schimbătorilor de ioni este eficacitatea foarte bună în reținerea impurităților ionice. Dezavantajele principale sunt: prețul ridicat al materialului, necesitatea regenerării ce implică reactivi și aparatură, materialul captat și recuperat trebuie procesat în continuare, solidul epuizat sau „mort” trebuie depozitat în halde specializate de deșeuri industriale. Din aceste motive utilizarea acestora este recomandată pentru reținerea poluanților ionici cu grad ridicat de periculozitate.

14. Extracţia

Extracţia este operaţia de separare totală sau parţială a unui component sau grup de componenţi dintr-o soluţie omogenă lichidă sau amestec de solide prin dizolvare cu un solvent selectiv. **Materia primă** sau **amestecul** iniţial **de alimentare** ce conţine **solutul** se separă prin contactarea cu **solventul** în **rafinat**, materialul rămas din materia primă din care s-a eliminat total sau parţial solutul şi **extractul**, solventul în care a trecut solutul.

Dacă amestecul de alimentare este un lichid, operaţia se numeşte **extracţie lichid–lichid** sau **rafinare**. Dacă amestecul de alimentare este un solid operaţia se numeşte **spălare**, **elutriere, lixiviere, percolare** sau **extracţie solid–lichid**, iar materialul epuizat se numeşte **reziduu**, **steril**, **deşeu** sau **epuizat**.

Ca proces de execuţie extracţia constă în următoarele faze tehnologice:

- contactarea materiei prime cu solventul şi transferul solutului în solvent;
- separarea celor două faze;
- recuperarea componenţilor valoroşi.

Pentru extracţia lichid–lichid, utilizată pentru epurarea fluxurilor tehnologice lichide uzate, alegerea solventului este o problemă de maximă importanţă. Solventul trebuie să îndeplinească o serie de condiţii tehnice, tehnologice, economice şi ecologice.

Factorii principali de natură tehnică şi tehnologică ce trebuie analizaţi sunt:

- **selectivitatea**, β, este capacitatea dizolvantului de a extrage preferenţial solutul. Ea se exprimă prin raportul concentraţiilor speciilor moleculare la echilibru sau a coeficienţilor de repartiţie, k_N:

$$\beta = \frac{y_A/y_B}{x_A/x_B} = \frac{k_{NA}}{k_{NB}}.$$

  Selectivitatea este influenţată de temperatură, concentraţie, tărie ionică, pH, adausuri sau impurităţi. Un al doilea dizolvant, (solvent), adăugat primului poate îmbunătăţi selectivitatea.
- diferenţa de **densitate** între solvent şi amestec trebuie să fie cât mai mare pentru a uşura dispersarea şi apoi separarea fazelor;
- **tensiunea interfacială** mare asigură separarea uşoară a fazelor, dar îngreunează dispersarea;
- **viscozitatea** redusă uşurează vehicularea, contactarea, solubilizarea, difuziunea materialelor şi asigură intensificarea proceselor de transfer de impuls, căldură şi masă;
- **solubilitatea** solventului în materia primă trebuie să fie cât mai mică, atât pentru a reduce pierderile de solvent, cât şi pentru reducerea complicaţiilor tehnico–tehnologice legate de prezenţa amestecurilor cu componenţi multiplii;
- **presiunea de vapori** trebuie să fie redusă, pentru a evita pierderile prin volatilizare, dar acest fapt duce la temperaturi de fierbere ridicate, cu repercusiuni asupra recuperării solventului prin distilare sau rectificare;
- **toxicitatea, inflamabilitatea, stabilitatea chimică** şi **corozivitatea** se recomandă a fi cât mai reduse.

Trebuie ţinut seama că simultan cu trecerea solutului în solvent se modifică uneori foarte puternic proprietăţile fizice ale amestecului. Factorii economici sunt legaţi de: abundenţă, preţ, disponibilitate,

modalităţile, instalaţiile şi costul recuperării atât a solventului cât şi al solutului, valorificarea subproduselor, denocivizarea şi depozitarea deşeurilor şi reziduurilor. Este de dorit ca solvenţii utilizaţi să fie cât mai puţin agresivi asupra factorilor de mediu.

Pentru extracţia solid–lichid, situaţie ce apare în special în cazul parcurgerii de către apele meteorice a haldelor de deşeuri solide, solventul este apa iar procesul este discontinuu şi trebuie tratat ca atare. În acest caz se pune problema solubilizării şi deplasării în solid a solutului, posibile substanţe poluante, a drenajului din strat şi a proceselor de scurgere subterană. Datorită fenomenologiei diferite, extracţia lichid-lichid se studiază separat de cea solid–lichid.

La extracţia lichid-lichid solventul trebuie să fie cât mai nemiscibil cu materia primă.

Extracţia discontinuă cu un singur contact are un mod de operare simplu: se introduce într-un vas materia primă şi solventul, se amestecă cele două faze un timp suficient pentru stabilirea echilibrului fizico-chimic, apoi se lasă în repaus pentru decantare şi separarea fazelor. Se recuperează separat extractul şi rafinatul, care urmează căi specifice de fabricaţie şi utilizare.

Operaţia de extracţie se poate reprezenta uşor într-o diagramă de echilibru în coordonate (X, Y), adică exprimări în rapoarte molare sau masice. Pe axa X este reprezentat raportul molar, sau masic, dintre solvent şi componentul A din materia primă, (M.P), iar pe axa Y este reprezentată concentraţia în rapoarte molare, sau masice, a solutului A în solvent, (S), a extractului. Curba de echilibru la extracţie este dată de legea de repartiţie a lui Nernst–Silov. Valorile curbei de echilibru sunt preluate din tabelele de constante fizico-chimice sau se determină experimental. Din bilanţul de materiale pentru operaţie rezultă:

$$\text{M.P} \cdot \left(X_i - X_f\right) = S \cdot \left(Y_i - Y_f\right);$$

$$\frac{\text{M.P}}{S} = \frac{Y_i - Y_f}{X_i - X_f} = \operatorname{tg}\beta\,;$$

Dacă operaţia are loc cu stabilirea echilibrului, deci timpul de contact este suficient de lung, $Y_f = Y_{ech}$. Înclinarea dreptei de operare depinde de raportul dintreM.P$/S$. Se remarcă faptul că o creştere a cantităţii de solvent duce la o scădere a concentraţiei solutului în materia primă.

Extracţia repetată se aplică dacă se doreşte un conţinut final mic de solut în materia primă, adică X_f tinzând spre 0 şi un consum rezonabil, cât mai mic, de solvent. Procedura este compusă dintr-o succesiune de extracţii discontinue cu un singur contact. Modul de operare şi calcul este similar cu cel prezentat mai sus, cu deosebirea că materia primă din fiecare treaptă de contact este rafinatul din treapta anterioară. Prin extracţii repetate se poate elimina practic complet solutul din materia primă cu un consum mai redus de solvent. Procedura este aplicabilă pentru cantităţi mici de materii prime, pentru cantităţile mari sau fluxurile continue fiind utilizată **extracţia diferenţială** sau **continuă**. Acest tip de extracţie înseamnă contactarea solventului cu materia primă în coloane cu umplutură sau în aparate specializate. Avantajul operării continue este eliminarea totală a solutului din materia primă şi un consum redus de solvent. Dezavantajul metodei constă în aparatura specializată necesară operării şi cheltuielilor mari legate de proces.

Extracţia lichid–lichid se utilizează des în procesele biotehnologice pentru recuperarea cantităţilor mici de metaboliţi din amestecul final de bioprocesare..

În cazul extracţiei **solid–lichid** apare ca un fenomen normal înnecarea stratului de solid de către lichidul extractant. Pentru recuperarea cât mai completă a extractului şi implicit a solutului, precum şi pentru economicitatea procesului apare nevoia îndepărtarii lichidului rămas între spaţiile libere dintre particule. Acest fapt se execută prin: scurgere, filtrare, presare, stoarcere, centrifugare.

Pentru cazul particular al extracţiei solid-lichid, diagrama reprezentând variaţia forţei motrice poate fi utilizată şi pentru exprimarea spălării, sau epuizării materialului solid şi pentru determinarea numărului de trepte de contact, (teoretice sau reale), necesare până la obţinerea unei concentraţii

impuse în final materiei prime. Calculul poate fi efectuat analitic sau grafic, urmând căile descrise mai sus. În Fig. 14.1. sunt prezentate situaţiile posibile de operare la extracţia discontinuă, (extracţia cu contact unic sau contacte repetate). Procedura calculului grafic sau grafo-analitic este uzuală în inginerie îndeosebi la determinarea parametrilor de lucru în cazul proceselor cu un grad mare de neidealitate dar poate fi utilă şi pentru determinarea parametrilor momentani în cazul proceselor nestaţionare.

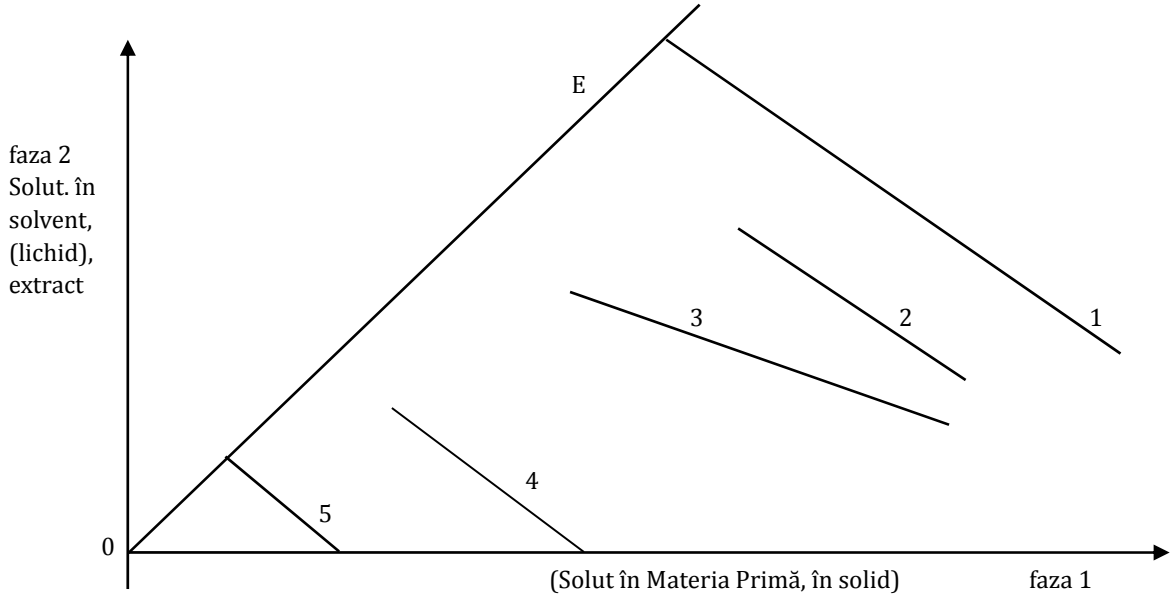


Fig. 14.1. Reprezentarea diferitelor variante de extracţie discontinuă
0 – E=linia de echilibru solid-lichid, prima diagonală a cadranului I;
M.P/S=tg β, panta dreptei de operare

În Fig. 14.1. indicii 1, 2, 3, 4, 5, redau:

1. Reprezentarea extracţiei cu solvent având un conţinut iniţial de solut cu atingerea echilibrului cu un raport solvent/materie primă unitar
2. Reprezentarea extracţiei cu solvent cu conţinut iniţial de solut, la raport unitar solvent/solid, fără atingerea echilibrului
3. Extracţia cu solvent conţinând solut în momentul iniţial al operaţiei, la raport solvent/solut diferit de cel unitar, fără atingerea echilibrului
4. Spălarea cu solvent pur fără atingerea echilibrului, la raport solvent/solut unitar
5. Spălarea cu solvent pur cu atingerea echilibrului, la raport solvent/solut unitar.

15. Epurarea apelor uzate

Procesele de epurare a apelor uzate sunt dependente de natura poluanţilor principali. Dacă poluanţii sunt de natură **chimică** anorganică sau organică, epurarea se bazează în principal pe reacţii şi procese fizico-chimice: neutralizare, precipitare, coagulare, absorbţie, extracţie, schimb ionic, adsorbţie, urmate de sedimentare, filtrare etc... Metodele sunt foarte eficiente, extrem de rapide, complete şi pot fi aplicate indiferent de tipul de poluant. Procedeele depind relativ puţin de temperatură sau de locul de plasare a instalaţiilor, pot fi uşor aplicate chiar la schimbarea tipului şi concentraţiei poluantului, dar necesită instalaţii, aparatură specifică şi consum de reactivi specifici.

Poluanţii de natură majoritar **organică**: ape reziduale de tip menajer-fecaloid dar şi compuşi organici de provenienţă chimică sau biochimică se pretează la epurarea biologică. Acest tip de epurare este puternic dependentă de temperatură, de natura poluanţilor şi durează mai mult, reacţiile biologice fiind mai lente. Procedura este sensibilă la schimbarea tipului de poluant şi a concentraţiei acestuia.

Apele uzate menajer-fecaloide au drept caracteristică principală o compoziţie relativ constantă, fluctuaţiile de debit, temperatură şi concentraţii fiind mici şi frecvente, aceast fapt depinzând de activitatea general umană, de ritmul şi intensitatea ei.

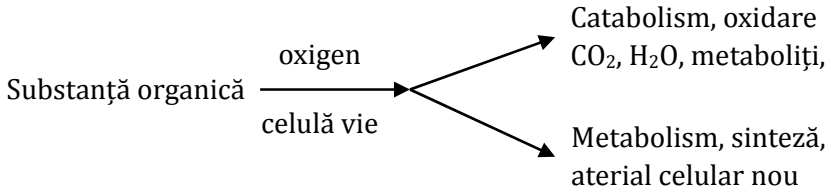
Apele industriale uzate deversează poluanţi ce depind de tipul de producţie şi de frecvenţa schimbărilor tehnologice.

Întregul proces de epurare este extraordinar de complex şi are la bază patru tipuri de fenomene, care deşi pot fi tratate separat, trebuie privite în interacţiunea lor:

1. **fenomene fizice:** sedimentarea şi decantarea, extracţie, difuzie, coagulare, flotaţie, aerare, adsorbţia substanţelor pe celule, desorbţia produşilor pe metabolism etc.;
2. **fenomene chimice:** hidratări, hidrolize, precipitări, reacţii acido-bazice, reacţii redox;
3. **fenomene biologice:** reacţii catabolice, reacţii anabolice, procese de dezvoltare, creştere, înmulţire şi moarte, reacţii de cataliză sau inhibare enzimatică extracelulară etc.;
4. **fenomene hidrodinamice**: curgerea şi distribuţia solidului, lichidului şi aerului, formarea sau inhibarea turbulenţei, distribuţia timpilor de staţionare şi a vitezelor de circulaţie, curgeri bi- şi multifazice etc.

În prezent se consideră că metoda biologică de epurare este cea mai eficientă pentru îndepărtarea compuşilor organici din apele uzate. Principiul de îndepărtare a compuşilor organici este transformarea acestora prin reacţii metabolice în produşi inerţi, apă, bioxid de carbon, alte gaze şi masă celulară. Drept microorganisme sunt utilizate populaţii mixte de bacterii, ciuperci, protozoare, metazoare, alge şi alte organisme inferioare. Procedeele de operare pot fi aerobe, când se urmăreşte predominant epurarea apei sau anaerobe, când se urmăreşte suplimentar şi obţinerea de biogaz sau alţi metaboliţi.

Schema generală de acţiune a celulelor vii este prezentată mai jos:



Procesele biochimice din celula vie, numite în mod generic **metabolism**, pot fi separate în procese de **dezasimilaţie** sau **catabolism**, reacţii producătoare de energie necesară vieţii celulei şi **anabolism**, reacţii care duc la sintetizarea de material organic nou necesar creşterii, maturizării şi înmulţirii celulei. Fiecare dintre aceste procese sunt rezultatul unor reacţii biochimice care se derulează pas cu

pas prin acţiunea enzimelor. Factorii care influenţează activitatea celulară sunt: temperatura, pH-ul, concentraţia substratului, (a compuşilor asimilabili), prezenţa altor substanţe: săruri anorganice, inhibitori, toxine pentru enzime şi celule etc. Fiecare celulă vie şi enzimă are un domeniu optim de dezvoltare şi reactivitate. În afara acestui domeniu activitatea celulară este încetinită sau stopată. De exemplu temperatura scăzută încetineşte toate tipurile de reacţii biochimice, iar o temperatură ridicată poate denatura enzimele celulare. Denaturarea proteinelor poate fi datorată şi pH-ului extrem, concentraţiilor ridicate de ioni metalici ai elementelor tranziţionale, şocuri de concentraţii saline, prezenţei radiaţiilor, ultrasunetelor, microundelor etc. Enzimele se găsesc atât în interiorul celulelor, (enzime endocelulare), cât şi în exteriorul celulei, (enzime extracelulare), dar sunt secretate tot de către celula vie. Rolul celor extracelulare este de a transforma substanţele cu moleculă mare în fragmente mai uşor asimilabile de către celulă.

Pe scurt şi într-un mod simplificat, procesul de epurare biologică are loc după următoarea fenomenologie: substanţele asimilabile, exprimate convenţional sub forma **C**onsumului **B**iochimic de **O**xigen, **CBO,** se adsorb la suprafaţa solidă a membranei celulare a biomasei. Enzimele extracelulare atacă aceşti compuşi începând degradarea lor în molecule mai mici, care pot trece prin peretele celular în interior. Aici suferă procesul de metabolizare, iar produşii sunt evacuaţi în exteriorul celulei.

Reacţiile de metabolizare în mediu aerob, (în prezenţa oxigenului), produc mai multă energie decât cele din mediu anaerob. La biooxidarea aerobă a glucozei rezultă:

$$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 6CO_2 + 6H_2O + 1{,}624\ [kJ],$$

iar la cea anaerobă:

$$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2CO_2 + 2C_2H_5OH + 0{,}053\ [kJ].$$

Reacţiile din mediu anaerob generând mai puţină energie conduc la apariţia unei cantităţi mai mici de biomasă. Astfel din 100 kg de zahăr se pot forma 27 kg substanţă celulară uscată de drojdie de bere, (Sacharomyces Cerevisiae), $+CO_2 + H_2O$ în reacţie aerobă, dar numai 5 kg substanţă celulară uscată de drojdie de bere şi 48 kg etanol şi CO_2 în mediu anaerob.

Pentru creşterea populaţiei microbiene sau a biomasei este nevoie de o cantitatea de biomasă iniţială, (inocul), un mediu de cultură, de substrat şi de condiţii fizico-chimice propice. Înmulţirea celulelor urmează o curbă specifică, prezentată mai jos.

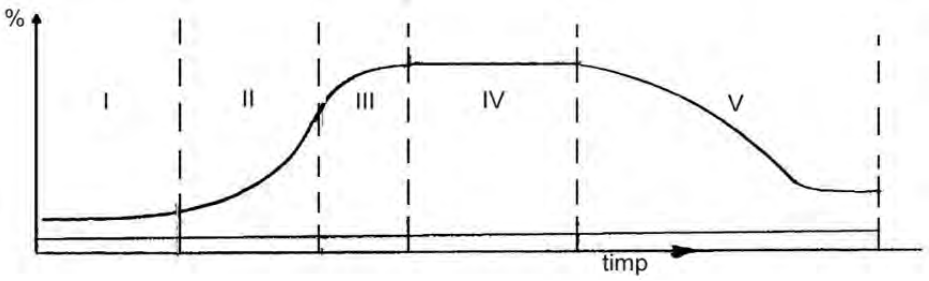


Fig. 15.1. Curba de creştere a biomasei

În prima perioadă, numită **perioadă de lag**, **(I)**, după introducerea inoculului şi omogenizarea proprietăţilor întregului amestec, biomasa iniţială, (inoculul), se acomodează cu mediul de cultură, substratul şi condiţiile noi de viaţă. Cantitatea de biomasă nu creşte semnificativ, ea doar se adaptează la mediu şi îşi pregăteşte materialul enzimatic propriu pentru procesarea substratului. Lungimea perioadei de lag depinde de tipul substratului, a biomasei şi condiţiile de lucru.

În perioada următoare, numită **perioada de creştere exponenţială** sau **accelerată**, **(II)**, biomasa metabolează intens substratul şi preponderent se înmulţeşte. Este perioada în care populaţia de celule noi se multiplică pe seama energiei preluate din degradarea substratului, concentraţia acestuia scăzând rapid.

Urmează **perioada de încetinire a creşterii**, **(III)**, care se datorează reducerii concentraţiei de substrat şi apariţia inhibiţiei dezvoltării celulare prin acumulare de metaboliţi sau de produşi de metabolism. Viteza de înmulţire a celulelor scade, ca şi numărul celulelor noi, cantitatea totală de biomasă tinzând înspre o limită maximă.

În **perioada de platou**, **(IV)**, există un echilibru între organismele care mor şi cele care apar; celulele sunt distruse fie pe propriile enzime, fie sunt consumate de alte microorganisme. Cantitatea de biomasă rămâne practic constantă în timp.

Urmează **perioada de declin**, sau **de moarte**, **(V),** în care celulele dispar din cauza îmbătrânirii biologice, altele noi nu mai cresc din lipsă de substrat şi acumularea metabiliţilor sau produşilor. Cantitatea totală de biomasă se reduce datorită reacţiilor secundare sau a consumului acesteia de către alte sisteme biologice.

În cazul operării în sisteme continue, prin controlul procesului se urmăreşte funcţionarea instalaţiilor la limita dintre perioada de creştere explozivă şi de încetinire, unde consumul de substrat este maxim.

Îndiferent dacă procedura de epurare este aerobă sau anaerobă, schema bloc a principiului de epurare cuprinde trei blocuri, (trepte), funcţionale, vezi Fig. 18.2: epurarea preliminară, primară, (faza I), epurarea biologică propriu-zisă, (faza a II-a) şi epurarea finală, (faza a III-a), între blocurile trei şi doi existând un traseu de recirculare.

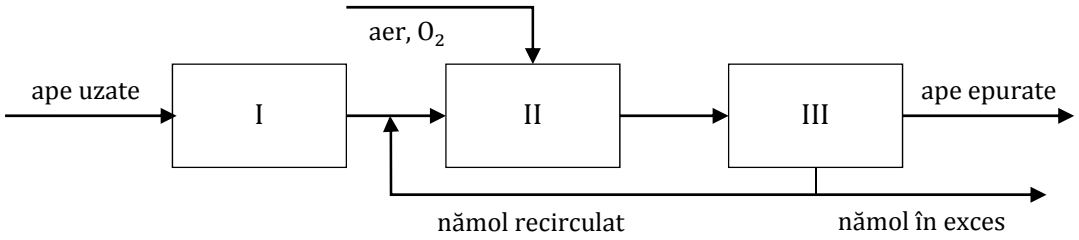


Fig. 15.2. Schema bloc a epurării biologice

Principiul funcţional este următorul: apa uzată intră într-un bloc de epurare primară unde sunt reţinute impurităţile grobe mecanice solide, cele plutitoare şi filmul de ulei, (hidrocarburi). Acest bloc preliminar cuprinde: contorul de apă intrată, grătare, decantoare, distribuitoare de apă şi reactivi, sisteme de dozare şi amestecare etc. Rolul blocului preliminar este de a îndepărta o cantitate cît mai mare din impurităţi prin metodele tradiţionale, pentru a reduce sarcina treptei de epurare biologică, unde procesele sunt mult mai lente. Nămolul şi spuma colectate din treapta preliminară de obicei se depozitează separat, având alte caracteristici fizico-biologice decât nămolul din celelalte două trepte. În primul bloc funcţional, cu timpul se dezvoltă o floră microbiană anaerobă, care acţionează în profunzimea bazinului. Buna funcţionare a biomasei anaerobe se observă prin degajarea de bule de gaz dinspre fundul bazinului spre suprafaţă, dar fără a antrena flocoane de nămol.

Limpedele din prima treaptă trece în al doilea bazin numit bazin de aerare, bioreactor sau fermentator. Aici apa uzată preepurată se amestecă cu inoculul, care este format din nămolul biologic recirculat şi are loc metabolizarea impurităţilor din apă, care constituie substratul pentru biomasă. Acest bloc poate funcţiona aerob sau anaerob, în raport cu tehnologia aleasă. Materialul din bioreactor este format dintr-un amestec de apă epurată şi nămolul format din impurităţi solide şi biomasa generată. Acest flux intră într-un decantor final din care limpedele este deversat în efluenţi iar nămolul este divizat în două părţi: majoritatea, 55–65 [%], se recirculă în treapta a doua de epurare constituind inoculul, iar nămolul suplimentar, 45–35 [%], este evacuat şi plasat în paturi de nămol în vederea uscării. Din totalul de poluanţi sau încărcătura apelor uzate prin acest sistem se elimină aproximativ 95 [%] din poluanţii iniţiali.

Pentru epurarea biologică a apelor uzate aparatul principal este fermentatorul sau bioreactorul. În bioreactor, în urma metabolismului, între 40–60 [%] din cantitatea de încărcare a apelor uzate iniţiale

se transformă în biomasă. Aceasta este organizată într-un biotop complex, biocenoza conţinând viruşi, bacterii, ciuperci, protozoare şi metazoare inferioare, uneori pot apărea alge verzi, albastre sau roşii. Biomasa are o compoziţie fluctuantă în timp, structura ei fiind dată de compoziţia poluanţilor, concentraţia lor, temperatura, concentraţia în oxigen şi săruri a apei din fermentator şi de regimul de exploatare. Funcţionarea unei staţii de epurare poate fi dependentă de raportul între cantităţile de apă menajeră şi apă industrială.

Pentru bunul mers al epurării biologice, în afară de aportul de substanţe organice asimilabile mai trebuie să existe mineralele esenţiale azot şi fosfor. Datele de specialitate prezintă următoarele limitele de nutriţie a biomasei:

CBO: azot: fosfor = 150: 5: 1, respectiv CBO: azot: fosfor = 90: 5: 1.

O bună epurare este reprezentată de oxidarea totală a azotului la azotat.

Biomasa se aglomerează în aşa numitele flocoane, o structură complexă formată din material gelatinos secretat de microorganisme care leagă particule minerale fine, (nisip, argilă, caolin), impurităţi lichide sau solide submerse, microorganismele, algele şi protozoarele sau ceilalţi participanţi la biocenoză. Floconul este considerată unitatea structurală pentru nămolul biologic activ.

Pentru caracterizarea gradului de încărcare cu poluanţi s-au definit o serie de parametri măsurabili prin metode de laborator. Pentru orice tip de analiză fizico-chimică este importantă destinaţia, modul de realizare, (chiar dacă este strict executată după standardele în vigoare), şi semnificaţia valorilor sau a mărimilor care apar din datele de laborator pe buletinele de analiză. Interpretarea acestora este în sarcina şi responsabilitatea celor care vor beneficia şi vor lua decizii în urma citirii acestor acte oficiale.

Modul în care sunt interpretate aceste rezultate nu face parte integrată din metodologia de lucru**,** aici se prezintă modul în care trebuie să se înţeleagă legătura dintre valorile unor parametri ce descriu gradul de poluare şi procesul de epurare.

Baza logică şi fenomenologică a epurării apelor uzate din comunităţile umane are ca fundament degradarea unor materiale cu conţinut de carbon, hidrogen şi microelemente existente în apele uzate de către populaţiile de bacterii şi microorganisme existente în nămolul activ din staţiile de tratare. Aceste microorganisme se dezvoltă şi spontan în canalizările urbane, creearea factorilor favorabili de dezvoltare şi creştere în staţiile de tratare fac doar mai eficientă, dirijată şi controlată activitatea acestora. Acţiunea acestor microorganisme, numite în continuare biomasă, poate avea caracter anaerob sau aerob, în raport cu tipul de bacterii şi condiţiile de operare. Trecerea de la sistemul de viaţă aerob la cel anaerob poate fi spontan, dar decurge în timp, cu „aclimatizarea" populaţiilor la condiţiile noi apărute.

Posibilitatea creşterii biomasei din epuratoarele biologice pe seama materialelor în suspensie ori dizolvate fie de natură organică sau anorganică, atât pe seama oxigenului dizolvat sau în procese anaerobe se cuantifică prin parametri globali exprimaţi prin capacitatea totală metabolică în diferite condiţii. Aceşti parametri de control şi urmărire a proceselor mai des amintiţi sunt:

- CCO – consumul chimic de oxigen;
- CBO – consum biochimic de oxigen;
- COT – carbon organic total.

CCO exprimă necesarul de oxigen generat pe cale chimică pentru oxidarea materialelor dintr-o probă de ape uzate. Materialul ce formează impurităţile şi este dizolvat în probele analizate sunt exprimate indirect prin cantitatea de oxigen necesară oxidării complete la apă şi bioxid de carbon prin acţiunea unor oxidanţi. STAS-urile prevăd determinarea consumului de oxigen prin două metode:

- cu permanganat de potasiu, CCO_{Mn};
- cu bicromat de potasiu, CCO_{Cr}.

Procedura este următoarea: proba de analizat se acidulează și se adaugă agentul oxidant. Se aduce la fierbere și se refluxează un timp determinat. Concentrația în oxidant a soluției înainte și după refluxare se determină titrimetric cu sulfat fero-amoniacal în prezența feroinei ca indicator sau colorimetric. Prin calcul, din diferența între concentrația de oxidant inițială și finală se determină cantitatea de oxidant consumată de probă, deci consumul de oxigen.

Există unele observații de care de obicei nu se ține seama în interpretarea rezultatelor generate de analizele de CCO.

1. Unele substanțe organice: hidrocarburi alifatice liniare, unele hidrocarburi aromatice, piridina și derivații ei, amine alifatice **nu** sunt oxidate în aceste condiții, sau sunt oxidate numai parțial.
2. O altă serie de compuși: alcooli și acizi alifatici normali și ramificați sunt oxidați numai în prezența catalizatorului de sulfat de argint.
3. Substanțele reducătoare de natură anorganică: sulfiți, fosfiți, sulfuri, azotiți, metale cu stare de valență inferioară generează valori mai mari a CCO fără ca aceste mărimi să fie reprezentative pentru degradarea substanțelor organice.
4. Clorurile, în special în prezența compușilor cu azot generează valori mai mari ale CCO prin formarea substanțelor volatile, în special azot molecular. Cu cât conținutul de cloruri este mai mare, cu atât se obțin valori mai mari a CCO, dar fără să se poată face o legătură cu conținutul de materii organice.
5. Scăderea CCO din apele trecute prin sistemele de epurare indică reducerea materialelor de natură organică eliminate de către microorganismele din stația de epurare. Determinarea CCO la ieșirea din stație trebuie efectuată din apele **decantate**, pentru a nu încărca suplimentar valorile cu materiile din structura microorganismelor antrenate sau distruse aflate în suspensie.
6. Toate determinările care au surse de carbon ușor de metabolizat: glucoză, dextroză, lactoză, zahăr, amidon solubil etc.indică valori mult mai mari pentru CCO decât cele calculate pentru valoarea remanentă a compusului. Acest lucru se datorează prezenței microorganismelor care au crescut intens pe baza sursei de carbon, aceste microorganisme fiind de fapt tot substanțe organice, dar care nu se pot reține în nămol, fiind neagregate și apar în „apa" supusă analizei.
7. Diferența între CCO la intrarea și ieșirea din stația de tratare nu se poate pune numai pe seama creșterii biomasei, CBO-ul fiind mult mai mic, restul de material fiind înglobat în microorganisme prin procesele de creștere și înmulțire.
8. Efectuarea determinărilor CCO cu bicromat sau cu permanganat de potasiu duc la diferențe mari între aceleași probe, raportul valorilor pentru aceleași probe fiind între 9 și 13. Acest fapt se datorează diferențelor de potențial redox dintre speciile de ioni, dar acest aspect se poate elimina respectând metodologia standard, operarea cu bicromat de potasiu.

COT reprezintă cantitatea totală de materiale organice exprimate sub formă de carbon. Se determină prin combustia probei și determinarea bioxidului de carbon rezultat. Față de CCO, se oxidează toate substanțele organice, reproductibilitatea fiind mult mai bună. Raportul dintre CCO și COT variază între 2,77 și 3,42, este un interval foarte mic, este reproductibil experimental și este dat de compușii foarte greu oxidabili prin metoda CCO. Această valoare are un rol important în determinarea cantităților de material organic și anorganic din proba supusă analizei. Posibile surse de erori la determinarea COT sunt prezența unor carbonați și bicarbonați în apele respective de aceea COT discutat simultan cu determinarea durității apelor.

CBO evaluează cantitatea de oxigen consumată de către bacterii și alte microorganisme în timpul reacțiilor biologice de metabolism al substanțelor organice. Oxidarea se realizează cu microorganisme și testul arată fracțiunea din materialele din apă ce poate fi utilizată pentru creșterea și metabolismul celular. Testul este de importanță covârșitoare pentru estimarea modului de reducere a încărcării cu substanțe organice a efluenților, dar nu trebuie absolutizat.

Pentru determinare, proba de apă uzată se diluează cu apă distilată saturată cu oxigen, se adaugă un complex de săruri şi un inocul de microorganisme, apoi se împarte în două părţi: una se analizează imediat în vederea determinării cantităţii de oxigen, cealaltă probă de menţine în condiţii controlate la întuneric şi la temperatură constantă un timp prestabilit. Se determină apoi conţinutul de oxigen.după perioada de incubare. CBO rezultă din diferenţa dintre valorile concentraţiilor de oxigen din cele două probe.

Utilizarea de lungă durată a testului a făcut să se uite unele deficienţe ale sale, principalele fiind generate de modul de operare şi de structură a analizei:

1. este un test calitativ, valabil strict în condiţii de comparaţie;
2. este valabil doar în condiţiile de inoculare specifice;
3. este sensibil la extrem de micile diferenţe de mod de operare;
4. nu poate fi comparat prin valorile generate cu CCO sau COT;
5. exprimă doar ce se poate asimila de către organisme în condiţii date;
6. este un test bazat pe diluţie;
7. nu ia în considerare condiţiile de microelemente din soluţie;
8. exprimă cel mai bine cinetica specifică de creştere a biomasei.

Deşi nu se pun probleme respectarea condiţiilor de lucru sau de acurateţe a modului de determinare, principalele surse de erori sau deosebiri de valori provin din surse independente de laborator sau de instrumentaţie:

1. modul şi procedurile de saturare cu oxigen ale probei;
2. menţinerea condiţiilor de operare la transvazarea apei saturate;
3. tipul şi concentraţia inoculului;
4. menţinerea un timp relativ lung a probei în condiţii „constante şi controlate”.

CBO_5 este o valoare adoptată după consumul de oxigen la 5 zile de la inoculare şi este o valoare acceptată pe plan internaţional. Valoarea are la bază faptul că în Marea Britanie, unde s-a aplicat prima dată procedura, nici un râu nu are un parcurs mai mare de 5 zile până la vărsarea în mare, deci în această perioadă materialele deversate pot fi degradate într-o măsură mai mare sau mai mică.

CBO poate fi considerat a exprima în condiţii standardizate procesele complexe reprezentate de:

- oxidarea carbonului şi hidrogenului din substanţele organice folosite drept sursă de hrană de către microrganismele aerobe;
- oxidarea azotului din azotiţi, amoniac şi substanţe organice cu azot de către bacterii specifice (Nitrosomonas sau Nitrobacter);
- oxidarea unor substanţe reducătoare: ioni feroşi, azotiţi, sulfiţi, sulfuri, ce reacţionează chimic cu oxigenul dizolvat;
- suprapunerea unor cinetici diferite de creştere a tipurilor de microorganisme care se dezvoltă succesiv;
- dezvoltarea populaţiilor de protozoare care devorează microorganismele ce metabolizează substraturile.

CBO este un parametru foarte important pentru că arată cât material organic dispare în condiţiile de lucru, este un test calitativ, care se efectuează în condiţii de comparaţie şi este valabil numai în condiţii de inoculare specifică. Este foarte sensibil la micile greşeli parametrice sau mod de operare. Valorile oferite de CBO nu se pot compara cu cele de COT şi CCO pentru că baza fenomenologică este complet diferită şi nu se iau în considerare microelementele existente iniţial. CBO exprimă oxidarea unor agenţi reducători prin reacţii catalizate enzimatic precum şi suprapunerea unor cinetici a diferitelor reacţii chimice şi biochimice, modul de dezvoltare a populaţiilor de metazoare şi protozoare.

Avantaje: exprimă exact şi corect cinetica de creştere a biomasei în condiţiile de lucru.

Precauţii necesare a fi luate pentru determinarea CBO_5:

- modul de saturare a apei cu oxigen;
- modul de menţinere, „în condiţii constante" a probei timp de 5 zile;
- tipul şi concentraţia inoculului.

Datorită complexităţii reacţiilor chimice sau biochimice care au loc în cadrul bioreactoarelor de conversie a substratului în produşi, se preferă într-o primă aproximare a se asimila totalitatea reacţiilor într-una singură, globală, care concentrează toate caracteristicile reacţiilor biochimice.

Din punct de vedere fenomenologic, se poate face o distincţie între două tipuri fundamentale de reacţii: cele aerobe şi cele anaerobe.

Pentru majoritatea reacţiilor enzimatice se respectă cinetica de tip **„Michaelis–Menten"**. Modelul fizic porneşte de la fenomenologia de contactare a substratului, S, în exces în mediul de reacţie faţă de enzima, E, care are o concentraţie neglijabilă faţă de restul participanţilor:

$$[E] + [S] \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} [ES] \underset{k_4}{\overset{k_3}{\rightleftharpoons}} [E] + [P] \qquad (1).$$

Reacţiile sunt reversibile şi de echilibru, dar fiecare etapă are caracteristici specifice. În ecuaţia chimică globală de mai sus, $[E]$ este concentraţia enzimei în mediul de reacţie, $[S]$ este concentraţia substratului, $[ES]$ este complexul activat, (sau starea de tranziţie substrat-enzimă), singurul care poate genera reacţiile următoare, iar $[P]$ este concentraţia produsului de reacţie. (Modul de exprimare al concentraţiilor este arbitrar). Complexul activat este o stare specială fizico-(bio)chimică intermediară între (bio)catalizatori şi reactanţi care generează în continuare fie produsul final şi eliberează (bio)ctalizatorul, (enzima), după relaţiile:

$$[ES] \xrightarrow{k_3} [E]+[P], \qquad (2),$$

fie poate regenera materialele de pornire:

$$[ES] \xrightarrow{k_2} [E]+[S]. \qquad (3),$$

În cazul luat în discuţie, reacţia inversă:

$$[E]+[P] \xrightarrow{k_4} [ES], \qquad (4),$$

se poate considera neglijabilă, din cauza faptului că atât produsul de reacţie, cât şi starea de tranziţie, (complexul activat), sunt în concentraţie redusă, neglijabilă, justificarea afirmaţiei fiind că excesul de produs provoacă binecunoscuta „inhibiţie prin produs" a reacţiilor biochimice, iar starea activată este reglementată de starea cuantică a stărilor de tranziţie şi de concentraţia enzimei, care este foarte redusă. În aceste condiţii viteza de reacţie totală a sistemului poate fi scrisă global:

$$\frac{dP}{d\tau} = w_{\text{reacţie}} = k_3 \cdot [ES]. \qquad (5).$$

În ipoteza stării staţionare de operare, adică menţinerea valorilor constante a parametrilor de lucru în timpul funcţionării, viteza de dispariţie a complexului activat, ES, depinde de reacţiile notate cu (2) şi (3):

$$-\frac{d[ES]}{d\,\tau} = k_2 \cdot [ES] + k_3 \cdot [ES] \qquad (6).$$

La echilibrul funcţional, viteza de dispariţie a complexului activat este egală cu viteza sa de formare:

$$k_1 \cdot \left([E] - [ES]\right) \cdot [S] = k_2 \cdot [ES] + k_3 \cdot [ES] \quad (7).$$

Din relaţia de mai sus, prin rearanjare matematică se obţine:

$$\frac{\left([E] - [ES]\right) \cdot [S]}{[ES]} = \frac{k_2 + k}{k_1} = k_M \quad ; \quad (8),$$

şi mai departe:

$$[ES] = \frac{[E] \cdot [S]}{k_M + [S]} \quad (9).$$

Din relaţie se observă că viteza reacţiilor enzimatice considerate în acest caz la modul global sunt proporţionale cu concentraţia complexului activat, adică:

$$\frac{d[ES]}{d\tau} = k_1 \cdot [E] \cdot [S] - k_2 \cdot [ES] - k_3 \cdot [ES] = 0 \quad ; \quad (10),$$

sau: $W_{\_TOTAL} = K_{\_3} \cdot [ES]$ (11).

Dacă se consideră că întreaga cantitate de enzimă prezentă la un moment dat în sistem participă la reacţie, este raţional să se deducă faptul că viteza de reacţie este maximă, la fel ca şi debitul de produs de reacţie. În aceste condiţii, întreaga cantitate de enzimă este în stare activată, ES, şi participă la proces, aşadar: $[E] = [ES]$, apoi în continuare:

$$w_{max} = k_3 \cdot [E]. \quad (12)$$

Eliminând prin operaţii matematice expresiile concentraţiilor necunoscute şi greu de determinat experimental ale complexului activat din ultimele relaţii. se obţine:

$$w = k_3 \cdot \frac{[E] \cdot [S]}{k_M + [S]}, \quad (13)$$

o relaţie dependentă de parametri măsurabili ai procesului.

Prin împărţire cu expresia vitezei maxime a procesului, rezultă o expresie simplificată:

$$w = k_3 \cdot \frac{[E] \cdot [S]}{k_M + [S]} \Big/ w_{\max} = k_3 \cdot [E]; \quad (14)$$

adică:

$$\frac{w}{w_{ma}} = \frac{k_3 \cdot \frac{[E] \cdot [S]}{k_M + [S]}}{k_3 \cdot [E]} \quad ; \quad (15),$$

sau:

$$w = \frac{w_{\max} \cdot [S]}{k_M + [S]}; \quad (16),$$

expresie cunoscută sub numele de relaţia Michaelis - Menten [34, 35]. Dacă se inversează relaţia prin procedee matematice, rezultă aşa-zisa liniarizare Lineweawer-Burke [34, 35]:

$$\frac{1}{w} = \frac{k_M + [S]}{w_{\max} \cdot [S]}; \quad (17),$$

sau sub o altă formă:

$$\frac{1}{w} = \frac{k_M}{w_{\max} \cdot [S]} + \frac{1}{w_{\max}} \quad (18).$$

Aceste expresii matematice permit determinarea principalilor parametri de operare ai instalaţiilor de epurare biologică pentru condiţiile de lucru locale. Reprezentarea în coordonate 1/w şi 1/[S] generează ordonata la origine: $1/w_{\_max}$, adică viteza maximă a procesului în funcţie de concentraţia substratului, iar tangenta dreptei, $tg\,\alpha = \frac{k_M}{w_{\max}}$, oferă constanta cinetică a reacţiei.

Se prezintă mai jos cele două scheme principale ale tratării biologice „cu nămol activ" în situaţia de operare nestaţionară, Fig. 15.3., adică pentru sisteme discontinue de capacitate redusă, şi cea de operare în sistem continuu, Fig. 15.4., adecvată pentru debite şi capacităţi mari de producţie.

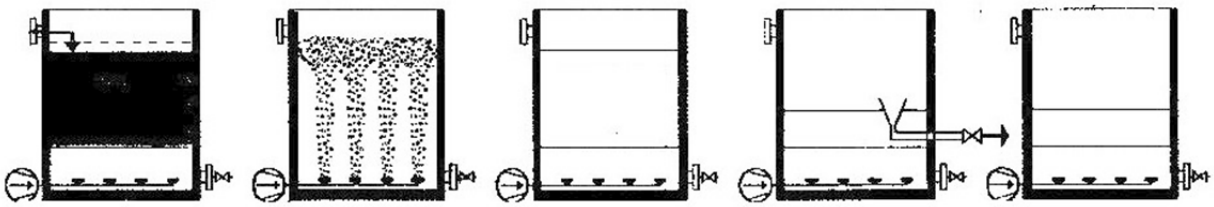


Fig. 15.3 Schema de principiu a epurării biologice în sistem discontinuu
1 - umplerea; 2 - aerarea; 3 - sedimentarea; 4 - descărcarea apei epurate; 5 - descărcarea nămolului excedentar

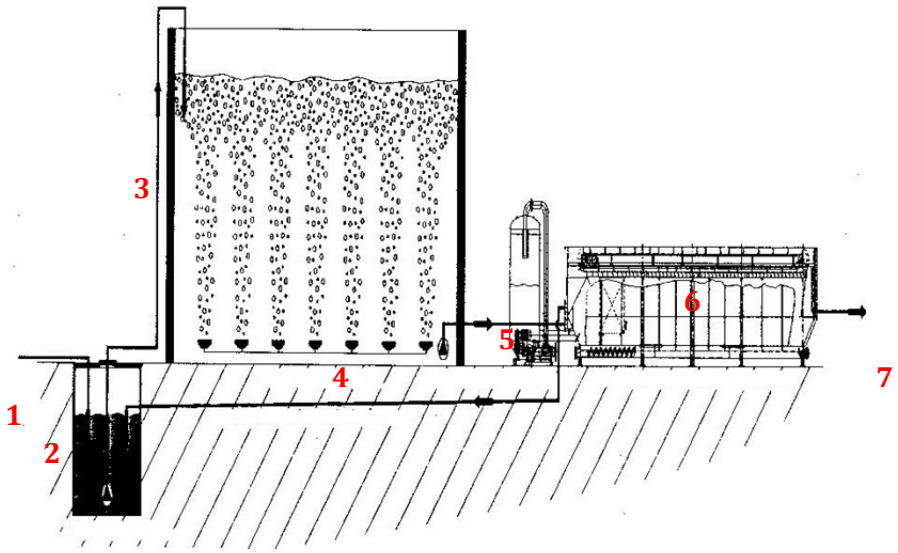


Fig. 15.4. Schema de principiu a epurării continue
1 - intrarea apei pretratate; 2 - vas intermediar; 3 - admisia apei brute; 4 - aerarea în bazin;
5 - sistem de evacuare (apă+nămol); 6 - filtrarea nămolului cu recircularea sa; 7 - evacuarea efluentului

16. Aspecte teoretice și experimentale privind studiul ingineriei [36–56]

În studiul ingineriei, precum şi în a tuturor stiinţelor legate de natură şi realitatea obiectivă, cercetarea şi studiul experimental urmăreşte obţinerea unor date prelevate din situaţii concrete, atât pentru caracterizarea situaţiei locale, cât şi pentru a se încerca evaluarea şi generalizarea procesului pentru alte posibile situaţii. Aceste date pot fi utilizate în caracterizarea procesului respectiv, pentru un fenomen sau operaţie, pentru verificarea unor ipoteze de calcul sau pentru validarea modelelor teoretice obţinute pe alte căi. Trebuie precizat că valorile parametrilor rezultaţi din măsurători experimentale constituie cea mai puternică bază de argumente în favoarea sau împotriva modelelor teoretice sau empirice considerate anterior drept ipoteze de calcul.

Valorile determinate experimental pentru parametri de operare se utilizează pentru realizarea modelului matematic specific. Modelul matematic reprezintă expresia funcţiei matematice care descrie procesul studiat în raport cu parametri măsuraţi sau luaţi în considerare. Fiind o funcţie matematică, în expresia ei apar coeficienţi numerici, caracteristici atât tipului de relaţie ce descrie fenomenul, dar şi specifici situaţiei concrete din care s-au prelevat datele experimentale. Corelând nomenclatura specifică aparatului matematic cu cea a practicii ştiinţifice şi tehnologice uzuale, se pot efectua echivalările:

argument = parametru;

valoarea funcţiei = răspuns, efect, rezultat;

funcţie = traseu de evoluţie pentru fenomen;

puncte caracteristice = limite de domenii de operare.

Din acest punct de vedere, expresiile cantitative între parametri procesului reprezintă funcţia care descrie fenomenul, altfel spus modelul matematic:

$$f_i = |X| = 0, \quad i = 1, 2, 3, 4, \cdots, m,$$

$|X|$ fiind vectorul variabilelor, parametrilor, având minimum 2 componente $(x_1, x_2, x_3, x_4, \cdots, x_m)$;
m fiind numărul de componente x a vectorilor variabilelor.

Funcţiile matematice care exprimă dependenţa variabilelor pot fi:

- funcţii raţionale, ecuaţiile ce descriu procesul fiind deduse plecând de la considerentele teoretice generale;
- funcţii empirice, forma funcţiei fiind dedusă prin corelarea, (prelucrarea) matematică a datelor experimentale prelevate de pe un model sau direct din fenomenul în derulare.

Între aceste situaţii limită, există funcţiile semiempirice, caz în care se aplică o corecţie a datelor teoretice faţă de realitatea generată de un model specific, de un experiment, de un caz individual, sau o generalizare pe modele de acelaşi tip.

Funcţiile raţionale

Funcţiile raţionale se obţin prin studii de natură matematică, prin metode specifice, pornind de la fenomenul şi modelul fizic, de la ecuaţiile şi relaţiile generale care definesc fenomenologia, respectiv relaţiile matematice de bilanţ de materiale şi energie. În termeni curenţi de exprimare, acest procedeu a primit numele de „demonstraţie”. Prin acest procedeu de lucru se obţine forma generală a funcţiei matematice şi uneori chiar coeficienţii numerici.

Principalele metode utilizate in mod curent sunt:

- rezolvarea analitică a ecuaţiilor diferenţiale ale fenomenelor de transport şi transfer;
- rezolvarea numerică sau prin metode grafo-analitice a acestor ecuaţii;
- tratarea prin analogie a proceselor şi fenomenelor;
- aplicarea metodelor analizei dimensionale.

Exemple.

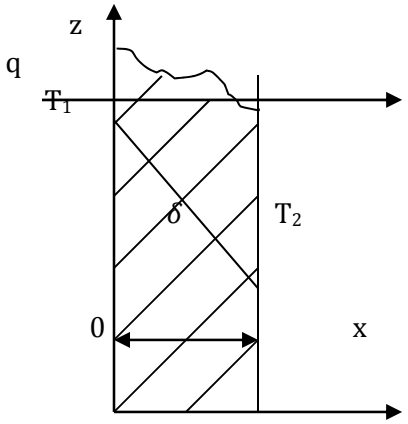
A) Soluţia analitică

Obţinerea relaţiei de calcul a variaţiei temperaturii în grosimea δ a unui perete plan cu conductivitate termică λ a căror feţe au temperaturile T_{-1} şi T_{-2}.
Se porneşte de la ecuaţia diferenţială generală de transport de proprietate, căreia i se impun condiţiile specificate în enunţ, adică: regim staţionar, fără surse de proprietate, transport unidirecţional, sistem cu proprietăţi fizice constante şi condiţiile la limită şi de material precizate.
Ecuaţia generală de transport termic pe direcţia x a spaţiului este:

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} + w_x \cdot \frac{\partial T}{\partial x} + w_x \cdot \frac{\partial T}{\partial y} + w_x \cdot \frac{\partial T}{\partial z} = a \cdot \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) + S_T$$

în care: - T este temperatura, [°K];
- τ este timpul, [s];
- x, y, z sunt coordonatele spaţiale, [m];
- w este viteza de deplasare a materialului, [m/s];
- $a=\lambda/\delta \cdot c_{-p}$ este difuzivitatea termică a materialului, [m^2/s];
- λ este conductivitatea termică a materialului peretelui, [W/m · °K];
- ρ este densitatea materialului, [Kg/m^3];
- c_{-p}este căldura specifică a materialului, [J/kg · °K];
- S_{-T} sunt sursele interne de căldură.

Modelul fizic pentru situaţia prezentată în enunţul temei este prezentat mai jos:



Condiţiile specifice temei sunt:
- regim staţionar, ceea ce implică:
  - flux unitar de căldură constant, q=const.;
  - temperaturi constante în timp în orice punct;
  - T_1 şi T_2 sunt constante în timp;
  - conform desenului rezultă că $T_1 > T_2$,
  - fluxul este pe direcţia axei x;
  - λ este constant;
  - c_p are valoare constantă;
  - ρ are valoare constantă în timp şi spaţiu.

În enunţul problemei se specifică un regim staţionar de operare, deci primul termen al ecuaţiei, cel depinzînd de timp dispare, timpul fiiind un parametru constant al procesului. Fiind vorba de transmiterea căldurii printr-un perete solid, termenul de transport convectiv nu are sens fizic şi se anulează, la fel ca termenul care descrie prezenţa surselor interne de căldură. Trecerea căldurii de pe o faţă pe cealaltă a peretelui înseamnă un transport unidirecţional, perpendicular pe faţa peretelui, aşa încât termenii care descriu transportul conductiv pe direcţiile *y* şi *z* ale spaţiului se anulează. Din

prisma acestor considerații, ecuația generală de transport termic devine particularizată pentru cazul enunțat sub forma:

$$a \cdot \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} = 0$$

Pentru rezolvarea matematică a ecuației particularizate, trebuie să se țină seama că a, difuzivitatea termică a peretelui, este o constantă de material, deci are valori reale, pozitive și nenule, deci $a \neq 0$. După trecerea de la derivatele parțiale la cele totale, rămâne de soluționat ecuația evidentă:

$$\frac{d^2 T}{dx^2} = 0,$$

proces realizabil prin separarea variabilelor și integrare succesivă:

$$\frac{dT}{dx} = C_1,$$

respectiv: $$T = C_1 \cdot x + C_2.$$

Expresia evoluției temperaturii în grosimea peretelui este o funcție de ordinul 1, adică temperatura se modifică liniar în raport cu fața luată drept referință, adică cea notată cu indice 1.

Constantele de integrare C_1 și C_2 se pot particulariza din condițiile la limită a sistemului, condiții care apar în enunțul problemei:

- pentru fața notată cu 1 condiția este: $x = 0; T = T_1;$
- pentru fața notată cu 2: $x = \delta;\ T = T_2.$

Cu aceste două condiții la limită specifice sistemului studiat se pot obține valorile constantelor de integrare C_1 și C_2, prin rezolvarea sistemului cu două ecuații și două necunoscute ce derivă din acestea:

$$T_1 = C_2,$$
$$T_2 = \delta C_1 + C_2, \qquad \text{sau:} \quad C_1 = T_2 - T_1/\delta.$$

Expresia evoluției temperaturii în grosimea unui perete plan devine astfel:

$$T = \frac{(T_2 - T_1)}{\Delta} \cdot x + T_1.$$

Dacă se consideră fața 1 ca fiind cea mai caldă, prin faptul că energia termică trece spontan de la corpul cald la cel rece, apare evidentă scăderea temperaturii în grosimea peretelui cu cât distanța de la această suprafață crește.

Expresia obținută se poate prezenta și sub alte forme, evidențiind fenomenologia transmiterii căldurii prin peretele plan:

$$T = T_1 - \frac{(T_1 - T_2)}{\delta} \cdot x, \qquad \frac{(T - T_1)}{(T_2 - T_1)} = \frac{x}{\delta}.$$

Din relația fluxului unitar: $\varphi = -D \cdot \frac{\partial P}{\partial n}$, particularizată pentru transmiterea căldurii:

$q = -\lambda \cdot \frac{dT}{dx}$, se poate obține cantitatea de căldură transmisă prin perete:

$$q = \frac{Q}{A} = -\lambda \cdot \frac{dT}{dx} = -\lambda \cdot C_1 = -\lambda \cdot \frac{(T_2 - T_1)}{\delta} = \lambda \cdot \frac{(T_1 - T_2)}{\delta} = \frac{\lambda}{\delta} \cdot \Delta T = \frac{\Delta T}{\frac{\delta}{\lambda}} = \frac{\Delta T}{r_p},$$

sau cantitatea totală de căldură transmisă: $Q = q \cdot A = \frac{\lambda}{\delta} \cdot A \cdot \Delta T.$

B) Aplicarea metodei analizei dimensionale

Să se stabilească criteriile de similitudine la curgerea izotermă a unui fluid.

Se porneşte într-o primă etapă de lucru de la expresia ecuaţiei generale în formă diferenţială a curgerii izoterme pentru fluide newtoniene, de la care se preia o singură componentă, de exemplu pe direcţia x a spaţiului, celelalte două componente, pentru direcţiile y şi z fiind identice:

$$\underbrace{\rho \cdot \frac{\partial w_x}{\partial \tau}}_{\text{I}} + \underbrace{\rho \cdot \left(w_x \cdot \frac{\partial w_x}{\partial x} + w_y \cdot \frac{\partial w_x}{\partial y} + w_z \cdot \frac{\partial w_x}{\partial z}\right)}_{\text{II}} - \underbrace{\rho \cdot g_x}_{\text{III}} + \underbrace{\frac{\partial p}{\partial x}}_{\text{IV}} - \underbrace{\frac{1}{3} \cdot \eta \cdot \frac{\partial}{\partial x}\left(\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_x}{\partial y} + \frac{\partial w_x}{\partial z}\right)}_{\text{V}} - \underbrace{\eta \cdot \left(\frac{\partial^2 w_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w_x}{\partial z^2}\right)}_{\text{VI}} = 0$$

Ecuaţia este omogenă din punct de vedere dimensional şi fiecare dintre cei şase termeni reprezintă o forţă raportată la volum.

Primul termen este cel care exprimă dependenţa curgerii de timpul de proces sau termenul de nestaţionaritate. Al doilea termen este cel specific mecanismului de transport convectiv, care arată gradul de turbulenţă a curgerii sau a deplasării materialului. Termenul al treilea indică influenţa forţei gravitaţionale, iar al patrulea termen arată influenţa factorilor externi, în acest caz presiunea exercitată asupra fluidului. Termenii V şi VI sunt cei care exprimă difuziunea turbulentă şi cea moleculară.

A doua etapă este dimensionalizarea termenilor. Această operaţie înseamnă trecerea de la variabile matematice la parametri fizici, la excluderea constantelor numerice şi reţinerea unui singur termen dintre cei formal identici. Aplicarea acestei proceduri pentru cazul de mai sus conduce la obţinerea relaţiei dimensionalizate sub forma a şase grupuri de mărimi:

$$\left[\frac{\rho \cdot w}{\tau}\right] \qquad \left[\frac{\rho \cdot w^2}{l}\right] \qquad [\rho \cdot g] \qquad \left[\frac{\Delta p}{l}\right] \qquad \left[\frac{\eta \cdot w}{l^2}\right] \qquad \left[\frac{\eta \cdot w}{l^2}\right]$$

I II III IV V VI

Grupurile V şi VI sunt identice atât dimensional cât şi fenomenologic, astfel încât se vor considera o singură dată.

Etapa a treia constă în formarea de rapoarte matematice din grupurile dimensionalizate. Prin raportarea grupurilor unul la celălalt se obţin criteriile de similitudine sau rapoartele dintre forţele care descriu procesul. Cum fiecare grup dimensional are aceleaşi unităţi de măsură, grupul nou format prin raportare matematică este adimensional. Procedura este justificată de faptul că orice fenomen real este rezultatul acţiunilor forţelor fizico-chimice de diferite tipuri. Criteriile de similitudine sunt deci rapoarte ale forţelor care generează fenomenul studiat.

Pentru exemplul de mai sus pot apărea următoarele rapoarte ale grupurilor dimensionale:

$$a)\ \frac{\text{I}}{\text{II}} \quad \frac{\rho \cdot w}{\tau} \cdot \frac{l}{\rho \cdot w^2} = \frac{l}{\tau} \cdot \frac{1}{w} = \frac{w^l}{w} = Ho; b)\ \frac{\text{I}}{\text{III}} \quad \frac{\rho \cdot w}{\tau} \cdot \frac{1}{\rho \cdot g} = \frac{w}{\tau \cdot g} = \frac{w^2}{l \cdot g} = Fr;$$

$$c)\ \frac{\text{I}}{\text{IV}} \quad \frac{\rho \cdot w}{\tau} \cdot \frac{l}{\Delta p} = \frac{\rho \cdot w^2}{\Delta p} = Eu^{-1};$$

$$d)\ \frac{\text{I}}{\text{V}} \quad \frac{\rho \cdot w}{\tau} \cdot \frac{l^2}{\eta \cdot w} = \frac{\rho \cdot w \cdot l}{\eta} = Re; e)\ \frac{\text{II}}{\text{III}} \quad \frac{\rho \cdot w^2}{l} \cdot \frac{1}{\rho \cdot g} = \frac{w^2}{lg} = Fr; f)\ \frac{\text{II}}{\text{IV}} \quad \frac{\rho \cdot w^2}{l} \cdot \frac{l}{\Delta p} = \frac{\rho \cdot w^2}{\Delta p}$$

$$= Eu^{-1}; g)\ \frac{\text{II}}{\text{V}} \quad \frac{\rho \cdot w^2}{l} \cdot \frac{l^2}{\eta \cdot w} = \frac{\rho \cdot w \cdot l}{\eta} = Re;$$

$$h)\ \frac{\text{III}}{\text{VI}}\quad \frac{\rho\cdot g}{1}\cdot\frac{l}{\Delta p}=\frac{\rho\cdot w^2}{\Delta p}\cdot\frac{g\cdot l}{w^2}=Eu^{-1}\cdot Fr^{-1};\ i)\ \frac{\text{III}}{\text{V}}\quad \frac{\rho\cdot g}{1}\cdot\frac{l^2}{\eta\cdot w}=\frac{\rho\cdot w\cdot l}{\eta}\cdot\frac{g\cdot l}{w^2}$$

$$=Re\cdot Fr^{-1};\ j)\ \frac{\text{IV}}{\text{V}}\quad \frac{\Delta p}{l}\cdot\frac{l^2}{\eta\cdot w}=\frac{\Delta p}{\rho\cdot w^2}\cdot\frac{\rho\cdot w\cdot l}{\eta}=Eu\cdot Re.$$

S-au obţinut astfel următoarele criterii de similitudine:

- criteriul de homocronie, Ho, sau criteriul Strouhal, care arată raportul vitezelor de desfă–şurare a procesului discutat faţă de timpul relativ;
- criteriul Reynolds, Re, care arată raportul forţelor de inerţie şi a celor de frecare viscoasă;
- criteriul Froude, Fr, care arată raportul forţelor de inerţie şi a celor gravitaţionale;
- criteriul Euler, Eu, care arată raportul forţelor de presiune şi a celor de inerţie.

În ultima etapă a metodei, în conformitate cu teorema π, se obţine forma generală a relaţiei matematice care descrie fenomenul fizic de curgere izotermă a unui lichid newtonian, adică un produs de rapoarte adimensionale ridicate la puteri diferite:

$$f(Re, Eu, Fr, Ho)=\text{constant},\quad \text{sau}\quad Eu=C\cdot Re^m\cdot Fr^n\cdot Ho^p,$$

în care: C, m, n şi p sunt constante care trebuie determinate prin măsurători experimentale. Cu cât exponentul unui grup are o valoare mai mică, forţele care generează criteriul respectiv sunt mai puţin semnificative pentru proces. Interpretarea rezultatului constituie finalizarea studiului asupra procesului.

Tot prin metodele analizei dimensionale şi anume prin metoda indicilor sau prin metoda matricei se pot obţine aceleaşi rezultate.

Metoda analizei dimensionale generale, iniţiată de Prof. Dr. Ing. Gh. C. Staicu şi dezvoltată ulterior, poate oferi în plus informaţii legate de relaţiile de dependenţă între parametri procesului, generând o relaţie de tip monom care conţine o singură constantă numerică ce trebuie determinată experimental. În acest mod se reduc timpul, efortul material şi financiar afectate găsirii expresiei matematice complete a modelului studiat. Metoda analizei dimensionale generale prin algoritmul de desfășurare permite reducerea numărului de constante numerice din relația criterială la una singură, oferind un avantaj important față de metoda clasică. Pentru tratarea prin analizã dimensionalã generală a unui fenomen, studiul se desfășoară în trei faze:

1. **Faza 1** cuprinde prezentarea fenomenului fizic şi aprecierea variabilelor care intervin în desfăşurarea lui, separarea celor cu acţiune direct sau invers proporţională faţă de parametrul considerat ca mărime fundamentală. Această etapă se poate efectua prin studiul teoriei fenomenului sau experimental şi duce la elaborarea matricei linie a variabilelor care descriu procesul luat în discuţie.
2. **Faza 2-a** constă în alcătuirea matricei dimensionale a variabilelor, atribuirea unui indice exponent fiecărei variabile şi întocmirea sistemului nedeterminat de ecuaţii liniare format din indicii exponenţi având ca factori numerici exponentul unităţii de măsură a variabilelor dimensionale. Urmează rezolvarea sistemului nedeterminat de ecuaţii liniare prin metoda omogenizării progresive, identificarea soluţiei întregi, pozitive, nenule şi minime precum şi alcătuirea relaţiei dimensionale de tip monom formată din variabilele din matricea linie având ca exponent valorile din soluţia sistemului.

3. **Faza 3-a** constă în determinarea valorii factorului numeric, (a constantei numerice), a relației de tip monom. Această operație se execută pe baza datelor experimentale, iar valoarea constantă a factorului numeric este garanția teoretică și practică a corectitudinii relației de tip monom.

Exemplificarea aplicării analizei dimensionale generale la deplasarea corpurilor în lichide

Faza 1. Viteza de deplasare a corpurilor într-un fluid poate fi influențată de o serie de factori, (parametri dimensionali), între care: diferența de densitate dintre particulă şi fluid, $\Delta\rho$, diametrul particulei, d, viscozitatea fluidului, η, forța care acționează asupra particulei: accelerația gravitațională, g, sau centrifugă, ω. Acești parametri vor genera viteza şi direcția de deplasare a particulei. Matricea linie a parametrilor poate fi următoarea:

//Δρ, d, η, w, g//, iar matricea parametrilor distribuiți este:

//w, η; d, Δρ, g//, partea dreaptă fiind alocată parametrilor cu acțiune directă, iar în partea stângă este plasat parametrul cu acțiune inversă față de mărimea principală, viteza de deplasare a particulei în fluid.

Faza 2. Matricea dimensională a parametrilor distribuiți este formată din exponenții unităților de măsură (L=lungime; M=masă; T=timp) a fiecărui parametru:

	$w,^a$	$\eta,^b$	$d,^c$	$\Delta\rho,^e$	$g,^f$
L	1	-1	1	-3	0
M	0	1	0	1	1
T	1	-1	0	0	-2

Sistemul de ecuații dimensionale ataşat matricii este:

- pentru măsura *Lungime*, L: $a - b = d - 3e + f$
- pentru măsura *Masă*, M: $b = e$
- pentru măsura *Timp*, T: $-a - b = -2f$.

Rezolvarea sistemului nedeterminat de ecuații se face prin omogenizare progresivă începând cu ecuația cu cel mai mic număr de termeni:

$$Mb = e = 1$$

apoi urmează relația cu număr superior de termeni:

$$T - a - 1 = -2f,$$

care conduce la soluția:

$$a = 1, f = 1.$$

Ecuația dimensională pentru Lungime devine:

$$1 - 1 = d - 3 + 1, \text{ cu soluția } d = 2.$$

Relația de tip monom care este generată de soluția sistemului este:

$w = k_1 \cdot \frac{d^2 \cdot \Delta\rho \cdot g}{\eta}$, şi se poate rearanja prin operații matematice uzuale:

$\frac{w \cdot d \cdot \rho}{\eta} = k_1 \cdot \frac{d^3 \cdot \Delta\rho \cdot g \cdot \rho}{\eta^2}$, sau în reprezentare criterială:

$Re=k_1 \cdot Ar$,

unde Re este criteriul Reynolds iar Ar este criteriul Arhimede.

Faza 3 necesită efectuarea de măsurători în vederea determinării coeficientului numeric, k_1.

Realizarea modelelor empirice sau semiempirice

Pentru realizarea **modelelor empirice** sau **semiempirice** sunt necesare prelevarea şi apoi prelucrarea unor date experimentale de pe un model de laborator, la scară pilot sau de pe instalaţia de tip industrial. Strategia de lucru cuprinde câteva etape:

1. stabilirea temei sau a obiectivului cercetării sau studiului;
2. faza de documentare;
3. determinarea importanţei parametrilor şi selectarea celor care pot şi trebuie să fie măsuraţi direct;
4. efectuarea măsurătorilor;
5. eliminarea datelor aberante;
6. tratarea matematică a rezultatelor măsurătorilor pentru determinarea modelului.

1. **Tema** sau **obiectivul** indică direcţia şi domeniul de acţiune al procesului sau fenomenului respectiv. Se stabileşte de către beneficiar sau de către conducătorul studiului.
2. În **faza de documentare** se colectează datele şi cunoştinţele referitoare la procesul sau fenomenul în lucru. Este o fază decisivă pentru calitatea rezultatului final. Cu cât baza de cunoştinţe este mai largă şi mai profundă, datele colectate sunt mai recente şi mai apropiate de specificul fenomenului studiat, cu atât rezultatul final apare mai rapid şi creşte gradul de fezabilitate. Practic, se recomandă ca faza de documentare să se abordeze în modul următor:

   - în primul rând se caută în **literatura de bază** aspectele referitoare la temă. Literatura de bază este constituită din enciclopedii ştiinţifice, tratate de specialitate, monografii, cursuri universitare. Studiul acestora indică aspectele fundamentale ale procesului: nomenclatură, bază fenomenologică, aspecte teoretice şi modele teoretice, realizări practice şi aplicaţii precum şi referinţe bibliografice care pot dirija căutarea altor informaţii specifice. Din această activitate se realizează fundamentul studiului pentru tema propusă.
   - după studiul informaţiilor de bază se trece la **studiul de strictă specialitate**, informaţiile obţinându-se din revistele de specialitate, publicaţii ştiinţifice de diverse tipuri, (simpozi–oane, congrese, reuniuni ştiinţifice etc...). Din acest studiu se obţin cunoştinţele cele mai recente şi exacte asupra fenomenului, precum și direcția studiilor de avangardă în domeniu. De aici se pot extrapola unele interacţiuni dintre parametri procesului sau se dirijează studiul în direcția de interes major.
   - Datele din literatură trebuie sistematizate şi notate conform uzanţelor. Ca mod de notare complet şi complet pentru o carte, acesta trebuie să conţină:

     Autorul, (autorii sau editorul coordonator); titlul; volumul; ediţia; editura; localitatea; anul apariţiei; pagina.

     Ex. Ghirişan A.L.; Separarea fizico-mecanică a sistemelor eterogene solid - lichid; Casa Cărţii de Stiinţă; Cluj-Napoca; 2005; p. 28.

     Ca mod de notare complet şi complet pentru o revistă de specialitate, acesta trebuie să conţină:

     Autorul, (autorii); titlul, revista, volumul, numărul, anul apariţiei, pagina.

     Toth A., Literat L., Mişca B.R.H., Dumbrăveanu V., Neagu C.; Membrane ceramice asimetrice. Aplicaţii la limpezirea şi stabilizarea vinului.; Revista Română de Materiale; vol. 34, Nr. 3; 2004, p 196–205.

Fiecare citat bibliografic primeşte un număr de ordine, prin care se identifică ori de câte ori este precizată acea sursă.

3. Studiul de bază şi cercetările cele mai recente din domeniu generează **rezultatul studiului de literatură** şi anume: care parametri sunt decisivi pentru fenomenul studiat. Acei parametri vor face obiectul investigaţiei prin măsurători specifice.

   După selectarea parametrilor de investigat urmează o analiză a modului în care trebuie efectuată măsurarea, (continuu sau discontinuu), limitele de variaţie a valorilor parametrului, instrumentele de măsură şi limita lor de precizie, tehnicile de analiză fizico - chimică, mărimea, intervalul, (frecvenţa) şi poziţia de prelevare a probelor.

4. **Efectuarea măsurătorilor** trebuie să ţină seama de metodologia specifică. Aceasta poate fi precizată prin acte normative, (STAS - uri, C.S., N. I., reglementări internaţionale) sau trebuie să respecte principiile generale ale metrologiei referitoare la tipul de instrument de măsură, eroarea de măsură, numărul de măsurători pentru domeniul de încredere etc... De asemenea, trebuie ca măsurătorile pentru o valoare a unui parametru, în aceleaşi condiţii de lucru să fie într-un număr suficient de mare pentru a se elimina influenţele aleatorii, erorile de aparatură, cele neprevăzute sau specific umane.

   Valorile măsurate se numesc date primare şi se trec în fişe, caiete sau registre de observaţie de obicei sub formă tabelară. Aceasta este una dintre cele mai simple şi comod de utilizat metode de evidenţă primară a datelor experimentale.

5. După efectuarea măsurătorilor şi înregistrarea datelor primare se trece la **analiza statistică** a acestora. Eliminarea datelor aberante este una dintre procedurile obligatorii ale analizei statistice. În acest mod se verifică fezabilitatea măsurătorilor sau se iau decizii în vederea repetării experimentului, eventual cu schimbarea condiţiilor de prelevare a probelor, a numărului şi frecvenţei acestora.

6. Datele experimentale trecute prin filtrul statistic se supun **tratării matematice** prin procedu–rile specifice fenomenului şi a aparatului matematic. Datele experimentale finale sunt prezen–tate sub formă de grafice, diagrame sau expresii matematice, (ecuaţii).

Deşi există metode sofisticate de achiţii şi prelucrări de date, principiile de bază trebuie să fie bine cunoscute, pentru a putea lucra, coopera şi interacţiona cu sistemul de achiziţie şi control de date şi a prezenta în mod realist rezultatele unui studiu experimental. Aceste principii sunt enumerate mai jos.

Modul de formare a unui tabel de înregistrare a datelor

Tabelele sunt matrici bidimensionale în care sunt înregistrate valorile unor variabile dependente direct de parametri procesului şi eventual influenţa variabilelor asupra fenomenului în ansamblu. Condiţiile pe care trebuie să le îndeplinească un tabel astfel ca valorile reprezentate să fie clar, univoc şi uşor de înţeles sunt:

- existenţa unui **titlu**. Acesta trebuie să fie clar, concis şi complet. Prezenţa unor numere de ordine sau de poziţionare în cadrul studiului poate fi un factor ce asigură integrarea tabelului în ansamblul studiului, uşurează şi clarifică referirea la baza informaţională.
- existenţa unui **„cap de tabel".** Acest „cap de tabel" este **prima linie** în care sunt trecute în ordinea următoare a coloanelor elementele constitutive compuse din:
  - poziţia în ierarhia măsurătorilor, sau „Numărul curent";
  - parametrul principal independent şi unitatea de măsură;
  - parametrul secundar independent, parametrul de ordin „i" independent etc... şi unitatea de măsură
  - variabila principală, secundară, de ordin „i" şi unitatea de măsură;

- mărimi, (valori), intermediare între parametrul principal şi variabila principală, secundară, sau alte relaţii între parametri şi variabile şi unitatăţile lor de măsură;
- rezultatul final, (efectul) al calculului şi unitatea de măsură;
- dacă este cazul, penultima coloană este destinată valorilor oficial acceptate până la aceea dată şi unitatea de măsură;
- ultima coloană este dedicată observaţiilor, concluziilor sau comentariilor referitoare la fenomen.

A doua linie este cea care numerotează ordinea coloanelor prezentate în prima linie, pentru ca în situaţia trecerii pe altă pagină identificarea coloanelor să fie comodă şi fără echivoc. Este un indicator foarte util pentru determinările experimentale cu timp lung de derulare al procesului, cu un număr mare de probe sau interval redus de prelevare a probelor.

Avantajul prezentării datelor sub formă tabelară este evident: tabelele sunt simple, uşor de efectuat în ordinea de derulare a experimentului, nu solicită frecvenţă constantă a măsurătorilor, concentrează un volum mare de date într-o suprafaţă redusă, procedura de calcul între parametri este simplă şi comod de efectuat chiar prin procedee manuale, (sistemele specializate de calcul preferă calculele în sistem tabelar), se poate urmări evoluţia fenomenului prin urmărirea valorilor parametrilor principali şi a variabilelor principale chiar în cursul derulării experimentului fără a fi efectuate calculele intermediare, se păstrează şi se regăsesc uşor datele măsurătorilor, se pot obţine valori intermediare faţă de cele măsurate prin interpolare, pot fi utilizate şi în alte scopuri faţă de cel iniţial, dacă se schimbă natura variabilelor sau scopul final al studiului.

Dezavantajul tabelelor este prezentarea discontinuă a datelor experimentale, cu înregistrarea doar a valorilor momentane, nu sunt foarte sugestive neindicând clar valorile de extrem, (puncte de maxim, minim, salturi, puncte de inflexiune sau de întoarcere...). Cu toate aceste dezavantaje, tabelele se bucură de o utilizare largă datorită în special posibilităţilor de prelucrare prin programele de tip EXCEL.

Înterpretatea datelor intermediare din tabele se face prin interpolare. Interpolarea liniară este cea mai simplă şi uzuală, dar şi alte tipuri de interpolări, (polinomiale sau exponenţiale) sunt aplicabile, după evaluarea globală a evoluţiei sistemului. Baza matematică a interpolării liniare este ecuaţia dreptei care trece prin două puncte. Dacă pe un plan există două puncte (x_1; y_1) şi (x_2; y_2), iar $x_1<x<x_2$, ecuaţia dreptei care trece prin cele două puncte coliniare cu al treilea este: $y=y_1+((y_2 - y_1)/(x_2 - x_1)) * (x - x_1)$

Exemplu. Să se determine căldura latentă de vaporizare a apei la 132 °C dacă la 120 °C căldura latentă de vaporizare este de 2110 kJ/kg şi la 140 °C este de 2080 kJ/kg.

120 °C ..... 2110 kJ/kg
132 °C ..... y
140 °C ..... 2080 kJ/kg

Datorită proporţionalităţii mărimilor corespondente se poate aplica regula de trei simplă:

Δ	.....	Y	sau	20 °C	.....	30 kJ/kg
δ	.....	y		12 °C	.....	y

$$y = (12 * 30)/20 = 18 \text{ kJ/kg}$$

Rezultat: $2110 - 18 = 2092$ kJ/kg.
Verificare: $2110 < 2092 < 2080$.

Dacă se solicită valori din afara intervalului de mărimi măsurate direct, extrapolarea se poate efectua după aceleaşi reguli, dar valorile obţinute trebuie privite cu circumspecţie şi utilizate doar ca mărimi orientative, fără un grad mare de încredere.

Graficele sau diagramele

Sunt reprezentări plane ce exprimă dependenţa funcţională între două variabile sub forma unei curbe: y=f(x), obţinute de obicei din date experimentale de corelare între un parametru şi efectul său asupra sistemului.

Avantajele reprezentării grafice:

- permite compararea rapidă a datelor, estimarea evoluţiei sistemului şi eventual extra–polarea evoluţiei sale;
- arată imediat poziţia punctelor specifice, (de extrem, de inflexiune, întoarcere, salturi, dis–continuităţi etc. ...), adică indică poziţia punctelor critice de operare fenomenologică;
- indică forma sau alura curbei funcţionale, adică este sugerată natura funcţiei matema–tice care descrie procesul.

Etapele pe care le parcurge **procedura** de ridicare a unui grafic sunt:

1. Se stabilesc mărimile independente, x_i , şi cele dependente, y_i;
2. Se stabileşte forma generală a graficului sau diagramei: coordonate rectangulare, unghiulare, circulare, alte tipuri de reprezentări;
3. Se determină limitele de variaţie a variabilelor şi se stabileşte modulul, (scara) axelor;
4. Se marchează punctele nodale pentru fiecare axă;
5. Se notează pe axe mărimile reprezentate, unităţile de măsură şi factorii de multiplicare;
6. Se plasează în câmpul graficului punctele corespunzătoare perechilor de valori;
7. Se unesc punctele reprezentative.

Numărul de puncte trebuie să fie suficient de mare pentru a se obţine o curbă semnificativă. Curba finală trebuie să treacă prin majoritatea punctelor, lăsând eventual de-o parte şi de alta a liniei un număr aproximativ egal din cele care nu sunt plasate direct pe alura curbei. Se recomandă ca axele de coordonate să fie trasate cu linie de 0,5 mm, punctele nodale cu 0,3 mm iar curba finală cu 0,7 mm.

Modulul axelor este lungimea unităţii de măsură. Acesta trebuie să fie:

a) suficient de mare pentru a avea precizia de lucru la construcţia graficului şi la citirea valorilor intermediare;
b) un număr întreg pentru o divizare şi citire comodă;
c) raportul modulelor de pe axe trebuie ales astfel ca panta curbei obţinute să fie aproximativ 1. Acest lucru duce la o citire cu aceeaşi eroare a valorilor de pe ambele axe.

Dacă nu se pot respecta aceste cerinţe primare, se pot aplica o serie de artificii de construcţie:

1. se reprezintă curba pe porţiuni;
2. se schimbă modulul;
3. se limitează reprezentarea la domeniul strict de interes.

Sistemele de calcul sunt dotate cu programe specializate de construcţie a graficelor, aceste principii fiind incluse în meniu sub formă de opţiuni.

Măsurători şi erori experimentale

La efectuarea oricăror măsurători apar erori datorate diverselor motive. În principal sunt trei cauze importante de apariţie a erorilor la efectuarea măsurătorilor:

- cauze **subiective**, generate de factorul uman;
- cauze datorate **aparaturii** şi instrumentelor folosite;
- cauze legate de **metoda** de măsură şi de efectuarea propriu-zisă a măsurătorii.

Erorile de măsură pot fi:

- **erori grosolane**, apărute ca urmare a încălcării grave a principiilor ştiinţifico-tehnice legate de fenomenul studiat şi de principiile generale ale metrologiei. Ele sunt generate de alegerea defectuoasă a metodei, a aparaturii sau realizarea neglijentă ori neconformă cu metoda aleasă a măsurării. Acestea apar din cauza cunoaşterii insuficiente a fenomenologiei procesului studiat, necorelarea dintre fenomen şi metoda de măsură, instruirea insuficientă a personalului care efectuează măsurarea sau defectarea aparaturii de măsură.
- **erori sistematice**, apărute din cauze cunoscute, studiate şi care pot fi prevăzute şi evaluate ca mărime. Ele sunt generate de aparatura de măsură, de metoda de determinare şi de experienţa operatorului. Acestea au valori limitate, concentrate într-un interval restrâns, au mărimi cunoscute şi specifice aparatului, metodei folosite şi experienţei operatorului. Sunt erori acceptate ca fiind inevitabile şi afectează **toate** măsurătorile şi valorile determinate cu aproximativ aceeaşi valoare.
- **erori întâmplătoare**, care nu au cauze cunoscute, apar în mod aleator şi respectă legile statisticii matematice. Aceste erori apar inevitabil, dar nu au mărime şi sens cunoscute anterior. Acestea trebuie eliminate din şirul determinărilor fiind valori aberante, care denaturează rezultatul final al studiului.

Eroarea este diferenţa $\Delta y = y - y'$; unde y este valoarea adevărată, reală, iar y' este valoarea măsurată.

Eroarea absolută reprezintă valoarea în modul a erorii: $|\Delta y| = |y - y'|$.

Eroarea relativă este raportul dintre eroare şi şi mărimea valorii măsurate:

$$\delta_y = \frac{|y - y'|}{y} = \frac{|\Delta y|}{y}.$$

Eroarea procentuală se calculează din eroarea relativă:

$$(\delta_y) = 100 \cdot \frac{|y - y'|}{y} = 1000 \cdot \frac{|\Delta y|}{y}.$$

Analiza de corelaţie

Prin acest tip de analiză se urmăreşte stabilirea gradului de legătură dintre variabile şi în ce măsură datele prelevate care descriu fenomenul, (şi în final formează graficul sau modelul matematic), reprezintă real datele experimentale.

Mărimile principale ale analizei de corelaţie sunt:

- **covarianţa** mărimilor x şi y, (cov x,y), care este o măsură a gradului de legătură funcţională dintre mărimile x şi y.

$$\operatorname{cov}(x, y) = \frac{\sum \left(x_i - \overline{x}\right)\left(y_i - \overline{y}\right)}{n - 1};$$

unde x_i şi y_i sunt valorile individuale măsurate;

$\overline{x} = \frac{\sum x_i}{n}$; $\overline{y} = \frac{\sum y_i}{n}$ sunt valorile medii aritmetice a valorilor măsurate;

n este numărul de valori măsurate.

Valoarea 0 pentru covarianţă arată că între parametri nu există nici un fel de legătură funcţională, valori pozitive sau negative arată că între parametri pot exista relaţii funcţionale.

- **coeficientul de corelaţie**, $r_{y,x}$, arată abaterile de la valoarea medie aritmetică a punctelor de măsură:

$$r_{y,x} = \frac{\sum \left(x_i - \overline{x}\right)\left(y_i - \overline{y}\right)}{\sqrt{\sum \left(x_i - \overline{x}\right)^2 \sum \left(y_i - \overline{y}\right)^2}}.$$

Coeficientul de corelare are valori cuprinse între −1 şi +1. Valoarea 0 sau foarte apropiată de aceasta arată că nu există o corelare funcţională între variabile.

Coeficientul de determinare, $(r_{y,x})^2$, arată în ce măsură variabila y este influenţată de x. Cu cât valoarea este mai mare, cu atât gragul de influenţă este mai ridicat. Valori mici pentru coeficientul de determinare arată erori mari de măsură sau că parametri nu sunt dependenţi, deci trebuie reluată analiza influenţelor parametrilor asupra procesului.

Eliminarea valorilor anormale

Dacă un rezultat al unei măsurători diferă de cele vecine se poate admite că este o valoare anormală. Aceste valori pot fi accidentale, erori de calcul numeric sau pot fi valori reale, corecte. Discriminarea între valorile normale şi anormale se face prin analiză statistică. Cel mai frecvent sunt utilizate „testele de eliminare” a valorilor anormale.

Testul Q implică determinarea **amplitudinii, w**, dintre valoarea maximă şi minimă a şirului de valori măsurate: $w = x_{max} - x_{min}$

Se calculează raportul Q:

$$Q = \frac{x_n - x_{n-1}}{w}, \text{ respectiv } Q = \frac{x_{n+1} - x_n}{w}.$$

în care valorile x_{n-1} şi x_{n+1} sunt valorile care încadrează valoarea considerată anormală, x_n,.

Se compară apoi valoarea Q cu valoarea standard Q_0 din tabelul de mai jos. Dacă $Q > Q_0$, valoarea este considerată anormală şi trebuie eliminată.

Tab. 16. 1. Valorile coeficientului Q_0 pentru eliminarea datelor aberante

Nr. datelor experimentale	3	4	5	6	7	8	9	10
Q_0	0,94	0,76	0,64	0,56	0,51	0,47	0,44	0,41

Testul Student sau **testul t** implică determinarea valorii t calculate cu relaţia:

$\frac{x - \overline{x}}{s} \le t$; unde s este eroarea medie standard: $s = \sqrt{\frac{\sum \left(x_i - \overline{x}\right)^2}{n-1}}$

- x este valoarea considerată anormală,
- x_i sunt valorile măsurate;
- $\overline{x}$ este valoarea medie aritmetică a măsurătorilor;
- n este numărul de măsurători.

Dacă parametrul t determinat astfel este mai mare decât valoarea standard a testului, valoarea conmsiderată este anormală şi trebuie eliminată din şirul de măsurători. Valorile critice ale distribuţiei t a testului Student sunt prezentate mai jos. Acestea sunt prezentate pentru un prag de încredere de 95 %, valoare considerată suficient de ridicată pentru determinări experimentale efectuate cu aparatură clasică.

Tab. 16. 2. Valorile critice a testului Student

Nr de valori	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
T	12,705	4,303	3,182	2,776	2,571	2,447	2,365	2,306	2,262	2,228

Reprezentarea datelor experimentale prin ecuaţii matematice

Reprezentarea grafică a valorilor măsurate sub forma curbelor poate sugera tipul funcţiei matematice care corelează punctele experimentale. Acestea pot fi funcţii liniare, parabolice, exponenţiale etc. Exprimarea prin funcţia matematică este o formă compactă, comod de utilizat şi de exprimat, îndeosebi dacă sunt necesare prelucrări ulterioare sau curba se utilizează la calibrare sau la determinarea valorilor intermediare.

Orice funcţie matematică este constituită din valoarea funcţiei, (y), argumentul ei, (x) şi coeficienţii numerici. Identificarea coeficienţilor numerici face ca funcţia să fie univocă.

Determinarea coeficienţilor numerici se poate efectua printr-o serie de metode:

- metoda grafică;
- metoda regresiei numerice;
- metoda mediilor,
- metode de optimizare etc...

Metoda grafică se aplică uşor funcţiilor liniare sau liniarizate prin logaritmare. Din reprezentarea grafică a funcţiei liniare de forma generală:

$y=a\cdot x+b$, se citesc ordonata la origine b şi se determină coeficientul unghiular a:

$a=tg\ \alpha=(y_m - y_n)/(x_m - x_n)$.

O serie de alte relaţii de tip exponenţial pot fi liniarizate prin transformări matematice minime. Sunt prezentate mai jos câteva exemple:

Funcţia originală	Funcţia liniarizată prin logaritmare		
$y=m\cdot x^n$	$Y=lg\ m+n\cdot X;$	în care:	$Y=lg\ y;\ X=lg\ x.$
$y=p+m\cdot x^n$	$Y=lg\ m+n\cdot X;$	în care:	$Y=lg\ (y - p);\ X=lg\ x.$
$y=p+q/x$	$Y=p+q\cdot X;$	în care:	$Y=y;\ X=1/x.$
$y=p\cdot q^x$	$Y=lg\ p+x\cdot X;$	în care:	$Y=lg\ y;\ X=lg\ q.$
$y=m/x^n$	$Y=lg\ m - n\cdot X;$	în care:	$Y=lg\ y;\ X=lg\ x.$
$y=x/(p+q\cdot x)$	$Y=p\cdot X+q,$	în care:	$Y=1/y;\ X=1/x.$

Metoda regresiei numerice este aplicată frecvent pentru obţinerea parametrilor relaţiilor liniare, fiind cunoscută sub numele de regresie liniară sau metoda celor mai mici patrate. Plecând de la aspectul general al ecuaţiei de ordinul I care exprimă corelarea datelor numerice:

$y_i=a_i+b_i\ x_i$, unde i=1, 2, 3, ... n, reprezintă numărul de determinări experimentale, coeficienţii numerici a şi b ai relaţiei de corelare liniară a datelor experimentale se calculează prin rezolvarea sistemului de două ecuaţii cu două necunoscute:

$$\sum_{i=1}^{n} y_i = n \cdot a + b \cdot \sum_{i=1}^{n} x_i$$

$$\sum_{i=1}^{n} x_i \cdot y_i = a \cdot \sum_{i=1}^{n} x_i + b \cdot \sum_{i=1}^{n} x_i^2 \quad .$$

Soluţia sistemului se poate determina cu relaţiile:

$$a = \sum_{i=1}^{n} \frac{y_i}{n - b} \cdot \sum_{i=1}^{n} \frac{x_i}{n} = \overline{y} - b \cdot \overline{x}$$

$$b = \frac{n \cdot \sum_{i=1}^{n} x_i \cdot y_i - \sum_{i=1}^{n} x_i \cdot \sum_{i=1}^{n} y_i}{n \cdot \sum_{i=1}^{n} x_i^2 - \left(\sum_{i=1}^{n} x_i \right)^2} \quad .$$

Sistemele de achiziţie de date şi calculatoarele personale deţin programe specializate de determinare a parametrilor ecuaţiilor matematice, astfel încât se pot verifica o gamă largă de expresii matematice de corelare între valorile măsurate.

Anexe

Tab. 20.1. Densitatea unor materiale solide

Materialul	Densitate [Kg/m^3]	Densitate în vrac [Kg/m^3]	Materialul	Densitate [Kg/m^3]	Densitate în vrac [Kg/m^3]
Alabastru	2500		Fosforit	2330	1600
Alumină hidratată	2230		Granit	2700	
Alumină calcinată	3250		Gips cristalizat	2240	1300
Antracit	1600		Huilă	1350	800
Apatită	3190	1850	Mangal	1450	200
Argilă uscată		1380	Marmură	2600	
Asbest	2600		Nisip uscat	1500	1200
Beton	2300		Pământ uscat	1800	1300
Calcar	2650	1800	Parafină	900	
Caolin	2200		Pirită	5000	3300
Cărbune activ gran.	1250	860–900	Plută	210	
Cărbune activ pulv.	1250	920–975	Rășină fenolică	1730	
Cenușă termocentr.	2200	680	Sare gemă	2350	1020
Ceramică antiacidă	2600		Schimbători de ioni		1250–1350
Cărămidă	1500		Silitră	2200	1200
Ciment	2900		Șist	2200	
Cocs	1500	500	Silicagel	1640	1700–2300
Cretă bulgări	2200	1300	Silice cristalizată	2900	1900
Cuarț	2650	1500	Sodă cristalizată	1450	800
Email	2350		Sticlă	2500	
			Tuf vulcanic		1800–2350

Metale				**Alte materiale**	
Alamă	8500	Mercur	13 600	Cărămidă dinas	1900
Aluminiu	2700	Oțel	7 850	Magnezită	2900
Cupru	8800	Plumb	11 400	Șamotă	1900
Fontă cenușie	7250				

Tab. 20.2. Densitatea unor lichide organice [Kg/m^3] în funcție de temperatură

Material	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C	140 °C	160 °C	180 °C
Apă	999,8	998,2	992,2	983,2	971,8	958,3	-	-	-	-
Anilină	1037	1023	1007	990	972	952	933	914	896	878
Acetonă	813	791	767	745	721	-	-	-	-	-
Benzen	900	879	858	836	815	793	769	744	719	691
n-Hexan	677	660	641	622	602	581	559	534	506	475
Glicerină	1267	1259	1250	1238	1224	1208	1188	1163	1126	-
m-Xilen	882	865	831	831	813	796	777	759	-	-
Alcool metilic	810	792	756	756	736	714	690	664	634	598
Alcool propilic	819	804	770	770	752	733	711	688	660	629
Alcool etilic	806	790	754	754	735	716	693	663	633	598
Toluen	885	866	829	829	810	791	773	754	-	-
Acid formic		1049	1028	1006	984	960	939	909	883	856
CCl_4	1595	1643	1555	1517	1477	1477	1391	1344	1297	1247
Eter etilic	736	714	689	666	640	611	576	539	495	-

Tab. 20.3. Proprietăţi ale unor gaze

Denumirea	**ρ** [Kg/m^3]	**M** [kg/kmol]	**R** [J/kg · °K]	**k** $k=c_p/c_v$	**Denumirea**	**ρ** [Kg/m^3]	**M** [kg/kmol]	**R** [J/kg · °K]	**k** $k=c_p/c_v$
Azot	1,25	28,0	297	1,40	Etan	1,36	30,1	277	1,20
Amoniac	0,77	17,0	488	1,29	Etilenă	1,26	28,1	297	1,20
Argon	1,78	39,9	209	1,66	Heliu	0,179	4,0	2080	1,66
Acetilenă	1,171	26,0	320	1,24	Hidrogen	0,0899	2,02	4130	1,407
Aer	1,293	28,9	287	1,40	H_2S	1,54	34,1	244	1,30
Benzen		78,1	106	1,10	Metan	0,72	16,0	519	1,31
Butan	2,673	58,1	143	1,08	Oxigen	1,429	32,0	260	1,40
Bioxid de N	-	46,0	181	1,31	Oxid de C	1,25	28,0	297	1,40
Bioxid de S	2,93	64,1	130	1,25	Pentan	-	72,2	115	1,09
Bioxid de C	1,98	44,0	189	1,30	Propan	2,02	44,1	189	1,13
Clor	3,22	70,9	117	1,36	Propilenă	1,91	42,1	198	1,17
Clorură de Me	2,3	50,5	165	1.28					

Tab. 20.4. Viscozitatea dinamică a apei, η, [Pa · s]×10^3 în funcţie de temperatură, T, [°C]

T [°C]	**η** [Pa · s]	**T** [°C]	**η** [Pa · s]	**T** [°C]	**η** [Pa · s]	**T** [°C]	**η**[Pa · s]	**T** [°C]	**η**[Pa · s]	**T** [°C]	**η**[Pa · s]	**T** [°C]	**η**[Pa · s]
0	1,792	17	1,083	34	0,7371	51	0,5404	68	0,4174	85	0,3355		
1	1,731	18	1,056	35	0,7225	52	0,5315	69	0,4117	86	0,3315		
2	1,673	19	1,030	36	0,7085	53	0,5229	70	0,4061	87	0,3276		
3	1,619	20	1,005	37	0,6947	54	0,5146	71	0,4006	88	0,3239		
4	1,567	21	0,9810	38	0,6814	55	0,5064	72	0,3952	89	0,3202		
5	1,519	22	0,9579	39	0,6685	56	0,4985	73	0,3900	90	0,3165		
6	1,473	23	0,9358	40	0,6560	57	0,4907	74	0,3849	91	0,3130		
7	1,428	24	0,9142	41	0,6439	58	0,4832	75	0,3799	92	0,3095		
8	1,386	25	0,8937	42	0,6321	59	0,4759	76	0,3750	93	0,3060		
9	1,346	26	0,8737	43	0,6207	60	0,4688	77	0,3702	94	0,3027		
10	1,308	27	0,8545	44	0,6097	61	0,4618	78	0,3655	95	0,2994		
11	1,271	28	0,8360	45	0,5988	62	0,4550	79	0,3610	96	0,2962		
12	1,236	29	0,8180	46	0,5883	63	0,4483	80	0,3565	97	0,2930		
13	1,203	30	0,8007	47	0,5782	64	0,4418	81	0,3521	98	0,2899		
14	1,171	31	0,7840	48	0,5683	65	0,4355	82	0,3478	99	0,2868		
15	1,140	32	0,7679	49	0,5588	66	0,4293	83	0,3436	100	0,2838		
16	1,111	33	0,7523	50	0,5494	67	0,4233	84	0,3395				

Tab. 20.5. Viscozitatea dinamică a aerului, η, [Pa · s]×10^3, în funcţie de temperatură, T, [°C]

T [°C]	**η**[Pa · s]	**T**[°C]	**η**[Pa · s]	**T**[°C]	**η**[Pa · s]	**T**[°C]	**η**[Pa · s]
- 50	0,0150	200	0,0258	450	0,0340	700	0,0420
0	0,0175	250	0,0275	500	0,0355	800	0,0450
50	0,0198	300	0,0290	550	0,0375	900	0,0475
100	0,0218	350	0,0305	600	0,0390	1000	0,0500
150	0,0238	400	0,0335	650	0,0408	1500	0,0620

Tab. 20.6. Tensiunea superficială a apei, σ, [N/m] în funcţie de temperatură, T, [°C]

T [°C]	0	20	60	100
σ [N/m]×10^3	75,6	72,8	66,2	58,9

Tab. 20.7. Coeficienţi de rezistenţă locală, ζ, [-]

Tipul de rezistenţă	**Valoare [-]**
Intrare în ţeavă	margini ascuţite 0,5 margini rotunjite 0,2
Ieşire din ţeavă	1
Curbă φ=unghi d=diametru interior R=raza de curbură	$\zeta = A \cdot B$ φ 20 30 45 60 90 110 130 150 180 A 0,31 0,45 0,60 0,78 1,00 1,13 1,20 1,28 1,40 R/d 1 2 4 6 15 30 50 B 0,21 0,15 0,11 0,09 0,06 0,04 0,03
Cot de 90° standardizat	d [mm] 12,5 20 25 32 37 50 ζ 2,2 2,1 2,0 1,8 1,6 1,1
Ventil normal	D [mm] 13 20 40 80 100 150 200 250 350 ζ 10,8 8,0 4,9 4,0 4,1 4,4 4,7 5,1 5,5
Robinet de trecere	D [mm] 25 38 50 65 76 100 150 200 250 ζ 1,04 0,85 0,79 0,65 0,60 0,50 0,42 0,36 0,32
Robinet de probă	D [mm] 13 19 25 32 38 50 ζ 4 3 2 2 2 2
Vană	D [mm] 15–100 100–200 > 200 ζ 0,5 0,25 0,15

Tab. 20.8. Caracteristicile unor umpluturi

Tipul umpluturii	**Dimensiuni [mm]**	**Volumul liber ε [m³/m³]**	**Suprafaţa specifică σ [m²/m³]**	**Masa a 1 m³ [kg]**
Inele de porţelan	8×8×1,5	0,64	570	600
Inele ceramice	15×15×2	0,70	330	690
Inele ceramice	25×25×3	0,74	204	532
Inele ceramice	35×35×4	0,78	140	505
Inele ceramice	50×50×5	0,785	87,5	530
Inele de fier	35×35×2,5	0,83	147	620
Inele de fier	50×50×1	0,95	110	430
Pietriş rotund	42	0,388	80,5	–
Andezit bucăţi	43,2	0,565	68	1 200
Cocs bucăţi	42,6	0,56	77	455
Cocs bucăţi	40,8	0,545	86	585
Cocs bucăţi	28,6	0,535	110	660
Cocs bucăţi	24,4	0,532	120	600
Catalizator amoniac	6,1	0,465	960	2 420
Catalizator CO	d=11,5 h=11	0,38	460	1 100
Catalizator SO_2	d=11 h=6,5	0,43	415	614

Tab. 20.9. Valorile constantelor c şi m pentru unele tipuri de amestecătoare

Tipul agitatorului	H/d	D/d	h/d	c	m	**Condiţii**
Cu două palete	2	2	0,36	111	1	$Re < 20$
Cu două palete	2	2	0,36	14,35	0,31	$10^2 < Re < 5{\times}10^4$
Cu două palete	3	3	0,33	6,8	0,2	
Cu două palete la unghi de 45°	3	3	0,33	4,05	0,2	
Cu patru palete	3	3	0,33	8,52	0,2	
Cu patru palete la 45° în sus	3	3	0,33	5,05	0,2	
Cu patru palete la 60° în sus	3	3	0,33	6,30	0,18	

Tipul agitatorului	H/d	D/d	h/d	c	m	Condiţii
Ancoră cu două palete	1,11	1,11	0,11	6,2	0,25	
Ancoră cu patru palete	1,11	1,11	0,11	6	0,25	
Elice cu două palete la 22,5°	3	3	0,33	0,985	0,15	
Elice cu trei palete	3,5	3,8	1	230	1,67	$Re < 30$
Elice cu trei palete	3,5	3,8	1	4,63	0,35	$30 < Re < 3{\times}103$
Elice cu trei palete	3,5	3,8	1	1,19	0,15	$Re > 3{\times}103$
Turbină cu trei palete	3	3	0,33	3,9	0,2	
Turbină cu şase palete şi tub de tiraj	1,78	2,4	0,25	5,98	0,15	

Tab. 20.10. Căldura specifică medie, c_p [kJ/kg · °K] a unor materiale solide între 0 şi 100 °C

Materialul	c_p[kJ/kg· °K]	Materialul	c_p[kJ/kg· °K]	Materialul	c_p[kJ/kg· °K]
Aluminiu	0,92	Cupru	0,385	Naftalină	1,30
Asbest	0,84	Cocs	0,84	Oţel	0,50
Alamă	0,394	Celuloză	1,55	PVC	1,76
Bronz	0,385	Fontă	0,50	Piatră	0,84
Beton	1,13	Fier	0,50	Parafină	2,72
Caolin	0,92	Gheaţă	2,14	Plută	1,68
Cărămidă	0,92	Huilă	1,30	Plumb	0,13
Cărămidă		Lână	1,63	Răşină	1,68
refractară	0,88–1,01	Lemn	2,72	Sticlă	0,42–0,84
Cretă	0,88	Magneziu	0,92	Textolit	1,47
Cuarţ	0,80	Nisip uscat	0,80	Zinc	0,38
Zgură	0,75				

Tab. 20.11. Căldura molară a gazelor [kJ/kg · °K]

Gazul	Temperatura [°K]			
	0	100	300	600
Aer, Azot, Oxid de carbon, Oxigen	29,0	29,3	30,0	31,0
Amoniac	35,3	37,9	43,2	50,1
Bioxid de carbon, Bioxid de sulf	38,6	41,1	45,7	54,3
Clor	36,3	36,4	36,7	37,0
Hidrogen	29,1	29,3	29,7	30,4
Hidrogen sulfurat	34,3	35,8	38,8	43,3
Metan	35,7	39,7	47,8	59,8
Vapori de apă	35,0	35,5	36,7	39,3

Tab. 20.12. Căldura specifică, c_p a unor lichide [kJ/kg · °K], la 20 [°C]

Acid azotic	2,77	Apă	4,185	HCl 30 %	2,49
Acetonă	2,20	Amoniac	4,19	Octan	2,00
Acetat de amil	1,90	Benzină	1,84	Petrol lampant	2,10
Alcool butilic	2,30	Benzen	1,65	Tetraclorură de C	0,837
Alcool etilic	2,13	Cloroform	0,90	Toluen	1,67
Alcool izopropilic	2,29	Glicerină	2,36	Ulei pt motor	1,68
Alcool metilic	2,22	H_2SO_4 98 %	1,44	o, m-Xilen	1,69
Alcool propilic	2,38	Hexan	2,51	p-Xilen	1,59

Tab. 20.13. Coeficientul de conductivitate termică, λ, [W/m · °K] între 0 şi 100 [°C]

Materialul	**ρ,[Kg/m³]**	**λ, [W/m · °K]**	**Materialul**	**ρ,[Kg/m³]**	**λ, [W/m · °K]**
	pt. mat. granulare, densitatea în vrac			**pt. mat. granulare, densitatea în vrac**	
Azbest	600	0,151	Nisip uscat	1500	0,349–0,814
Beton	2300	1,28	Plută	160	0,047
Cărămidă	1700	0,698–0,814	Pâslă	300	0,047
Cărămidă refractară	1840	1,05	Polistiren expandat	10–80	0,035–0,0289
Cărămidă izolantă	600	0,116–0,209	Piatră turnată (bazalt)	3000	0,698
Crustă, piatră de cazan	-	1,163–3,49	Rugină	-	1,16
Email anticoroziv	2350	0,872–1,163	Rumeguş de lemn	230	0,070–0,093
Gheaţă	920	2,33	Sticlă	2500	0,698–0,814
Lemn (brad ⊥ pe fibră)	600	0,140–0,174	Vată de sticlă	200	0,035–0,070
Lemn (brad = pe fibră)	600	0,384	Vată de zgură	250	0,076
Magnezie	216	0,070	Vopsea de ulei	-	0,233

Metale

Aluminiu	2700	203,5	Cupru	8800	384	Oţel	7850	46,5
Alamă	8500	93,0	Duraluminiu	2850	139,6	Oţel inox	7900	17,5
Bronz	8000	64,0	Fontă	7500	46,5–93,0	Mercur	13600	244,3

Tab. 20.14. Conductivitatea termică a pereţilor impurificaţi, [W/m · °K]

Purtătorul de căldură	**Valoarea [W/m² °K]**
Apă impurificată	1 200–1600
Apă de calitate medie	1 600–2500
Apă de calitate bună	2 500–5000
Apă purificată	2 700–5500
Apă distilată	10 000
Produse petroliere curate, uleiuri, vapori de agenţi frigorifici	2 500
Produse petroliere brute	1 000
Lichide organice, soluţii de săruri, agenţi frigorifici lichizi	5 000
Vapori de apă cu urme de ulei	5 000
Vapori de compuşi organici	10 000
Aer	2 400

Tab. 20.15. Călduri latente de vaporizare a unor materiale [kJ/kg]

Substanţa	**0 [°C]**	**20 [°C]**	**60 [°C]**	**100 [°C]**	**140 [°C]**
Amoniac	1 265,4	1 190,0	-	-	-
Acetonă	565,7	553,1	519,6	473,5	-
Acetat de etil	427,4	411,5	385,9	355,7	317,2
Alcool etilic	921,8	913,4	879,9	812,9	712,3
Apă	2 493,1	2 446,9	2 359,0	2 258,4	2 149,5
Benzen	448,3	435,8	408,5	379,2	346,1
Butanol	703,9	687,2	653,6	611,7	561,5
Bioxid de carbon	235,1	155,4	-	-	-
Clor	226,5	253,1	222,0	176,8	71,23
Clorbenzen	375,8	369,5	354,4	338,1	320,5
Cloroform	271,5	263,1	247,6	231,3	-
Eter etilic	387,6	366,6	326,4	282,4	228,4
Freon 12	155,0	144,9	132,4	-	-

Substanţa	0 [°C]	20 [°C]	60 [°C]	100 [°C]	140 [°C]
Izopropanol	775,2	750,0	699,7	636,9	557,3
Metanol	1 198,3	1 173,2	1 110,4	1 013,9	892,6
Propanol	821,9	791,9	745,8	683,0	595,0
Sulfură de carbon	374,6	367,0	344,4	316,4	282,4
Toluen	414,8	407,7	388,8	368,7	344,0
Tetraclorură de carbon	218,3	213,7	201,9	185,6	168,0

Tab. 20.16. Căldura de adsorbţie a unor substanţe pe cărbune activ [kJ/kg]

Substanţa	Q_{-ads} [kJ/kg]	Substanţa	Q_{-ads} [kJ/kg]
Alcool etilic	1 386	Clorură de etil	779,3
Alcool metilic	1 715	Clorură de propil	779,3
Alcool propilic	1 145	Cloroform	508,2
Benzină	628,5	Diclormetan	611,3
Benzen	789,8	Eter etilic	877,8
Bromură de etil	534,6	Formiat de etil	820,8
Clorură de butil primară	706,4	Iodură de etil	376,3
Clorură de butil secundară	652,4	Metan	1 230
Clorură de trimetil metan	615,9	Sulfură de carbon	689,3
Clorură de izopropil	699,3	Tetraclorură de carbon	415,2
Clorură de metil	763,4		

Tab. 20.17. Gradul de îndepărtare a substanţelor extrase la prelucrarea succesivă cu aceleaşi cantităţi de solvent proaspăt

Număr de spălări	1									
Raportul cantităţilor	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Volum total de solvent	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Gradul de spălare (% masă)	50,00	66,67	75,00	80,00	83,33	85,71	87,50	88,89	90,00	90,90
Număr de spălări	2									
Raportul cantităţilor	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Volum total de solvent	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20
Gradul de spălare (% masă)	75,00	88,89	93,75	96,00	97,22	97,96	98,44	98,76	99,00	99,17
Număr de spălări	3									
Raportul cantităţilor	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Volum total de solvent	3	6	9	12	15	18	21	24	27	30
Gradul de spălare (% masă)	87,50	96,30	98,44	99,20	99,54	99,71	99,81	99,86	99,90	99,92
Număr de spălări	4									
Raportul cantităţilor	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Volum total de solvent	4	8	12	16	20	24	28	32	36	40
Gradul de spălare (% masă)	93,75	98,76	99,61	99,84	99,92	99,96	99,98	99,98	99,99	99,99

Tab. 20.18. Capacitatea de adsorbție a unor materiale, [%]

Nr. crt.	Adsorbent \ Adsorbit	Benzen	CCl_4	Gazolină	Coloranți organici	Comp. halog.
1	Cărbune activ pudră	22–25	17	10–20	8–12	12–15
2	Cărbune activ granule	18–20	15	9–18	7–11	10–13
3	Silicagel	0	15–35	0	3–5	8–10
4	Bentonită	6–10	10–26	5–9	8–13	8–10
5	Alumină activată	0	0	0	0–22	4–10
6	Tuf vulcanic	8–18	10–22	8–12	10–18	8–15
7	Pământ decolorant	10–20	8–10	10–18	10–25	6–18

Tab. 20.19. Unele proprietăți ale vaporilor de apă saturați

p [ata]	T [°C]	r [kJ/kg]	p [ata]	T [°C]	r [kJ/kg]
0,08	41,1	2 400	1,2	104,2	2 249
0,1	45,4	2 390	1,4	108,7	2 237
0,2	59,7	2 358	1,6	112,7	2 227
0,3	68,7	2 336	1,8	116,3	2 217
0,4	75,1	2 320	2,0	119,6	2 208
0,5	80,9	2 307	3,0	132,9	2 171
0,6	85,5	2 296	4,0	142,9	2 141
0,7	89,3	2 286	5,0	151,1	2 117
0,8	93,3	2 278	6,0	158,1	2 095
0,9	96,2	2 270	7,0	164,2	2 075
1,0	99,1	2 264	8,0	169,6	2 057

Probleme rezolvate

Pentru abordarea practică a rezolvării problemelor de transfer de impuls, căldură, masă ori a celor complexe, se recomandă din punct de vedere metodologic o structură generală, (algoritm), de rezolvare, prezentat mai jos, cu justificările corespunzătoare:

1. **Citirea cu atenţie a enunţului problemei.** Această etapă este fundamentală în rezolvarea temei, deoarece prin înţelegerea situaţiei prezentate sau solicitate se abordează corect modul de rezolvare şi se identifică datele prezentate explicit prin enunţ ori cele care sunt oferite implicit prin expresia enunţului. Datele prezentate explicit se pot concentra într-un cap de tabel, pentru a le avea la îndemână inclusiv cu transformarea unităţilor de măsură clasice în unităţile Sistemului Internaţional de Unităţi de Măsură. Pentru identificarea datelor prezentate implicit este necesară cunoaşterea aprofundată a fenomenologiei procesului şi a modului de funcţionare a aparaturii.
2. **Efectuarea unei schiţe a aparaturii sau a fenomenului de studiat.** Înţelegerea problematicii conduce la realizarea schiţei funcţionale sau a unor detalii care aduc lămuriri suplimentare asupra enunţului. Este recomandat ca pe desen să fie trecute datele principale sau valorile parametrilor funcţionali, fie cei expliciţi, impliciţi sau determinaţi prin alte calcule ulterioare.
3. **Găsirea unei relaţii generale de calcul care să cuprindă parametrul sau valoarea solicitată de enunţul problemei.** Aceste relaţii provin din ecuaţiile de conservare de impuls, căldură sau masă ori din alte ecuaţii de transport sau transfer de proprietate. Etapa este determinantă pentru că oferă linia generală a rezolvării temei, urmărirea acestei direcţii permite evitarea confuziilor sau împiedecă dispersarea căutărilor unor mărimi secundare.
4. **Împărţirea relaţiei generale în subprobleme.** În acest mod se calculează mărimi principale ale relaţiei generale, se găsesc din manualele de specialitate sau alte lucrări de specialitate valorile constantelor fizico-chimice a materialelor sau relaţii de calcul a parametrilor secundari. Trebuie precizat că există situaţii în care este nevoie de aprecierea, presupunerea sau aproximarea unor mărimi. În acest caz, după rezolvarea problemei se impune verificarea presupunerilor făcute, pentru a se confirma corectitudinea alegerii lor. În alte situaţii sunt utilizate valori şi dimensiuni preluate din standarde, caiete de sarcini, cataloagele de produse sau cărţile tehnice a aparatelor. În acest caz este de dorit la sfârşitul calculelor verificarea comportării aparatului în ansamblu, prin compararea parametrilor aparaturii de la care s-au preluat date cu parametri operaţionali din cadrul temei sau problemei.
5. **Efectuarea calculelor matematice pentru obţinerea rezultatului.** Procedura se poate efectua numeric manual sau cu ajutorul sistemelor de calcul programabile. Sistemele programabile au avantajul comodităţii de lucru, a utiliza variante dimensionale sau operaţionale a aparaturii şi a posibilităţilor de simulare numerică.
6. **Interpretarea rezultatului.** Este o etapă importantă care poate oferi informaţii asupra corectitudinii rezolvării numerice sau de algoritm prin compararea cu rezultate asemănătoare sau poate oferi variante de soluţii în cazul simulărilor numerice. Cum s-a precizat la punctul 4, la final trebuie verificate eventualele presupuneri luate în calcule.

1. Să se calculeze diametrul echivalent pentru secţiunile: a) circulară, b) triunghiulară echilaterală, c) pătrată, d) dreptunghiulară, e) hexagonală, f) inelară, g) multitubulară.

Soluţia propusă:

Expresia matematică a diametrului echivalent este: $d_{ech} = 4\frac{A_u}{P_u}$, unde A_u este aria udată de fluid, P_u este perimetrul udat de fluid.

a) $A_u = \frac{\pi d^2}{4}$; $P_u = \pi d$;

aşadar:

$$d_{ech} = \frac{4\left(\frac{\pi d^2}{4}\right)}{\pi d} = d.$$

b) $A_u = l \cdot \frac{h}{2}$; $P_u = 3 \cdot l$;

l=latura triunghiului; h=înălţimea triunghiului; $h = \frac{\sqrt{3}\cdot l}{2}$;

$A_u = \frac{\sqrt{3}\cdot l^2}{4}$, aşadar: $d_{ech} = 4 \cdot \left(\frac{\sqrt{3}\cdot l^2}{4}\right)/(3 \cdot 1) = \frac{\sqrt{3}\cdot l}{3}$.

Celelelte cazuri se calculează similar.

2. Să se determine regimul de curgere într-o conductă dreaptă cu diametrul de 36 × 2 [mm] prin care curge apă la 20 [°C] cu debitul de 1 [kg/min].

Soluţia propusă:

Regimul de curgere este reprezentat de cifra, (criteriul), Reynolds:

$$\mathrm{Re} = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta}.$$

Valori necesare:

- densitatea materialului, (a apei care curge): 1000 [Kg/m^3];
- viscozitatea materialului, (a apei care curge): $1\cdot10^{-3}$ [Pa · s];
- diametrul echivalent al conductei = diametrul interior: $36 - 4 = 32$ [mm];
- viteza de curgere se determină din relaţia generală a debitului: $Q_v = A\cdot w$;

$$w = \frac{Q_v}{A}; \text{ unde: } Q_v = \frac{Q_m}{\rho}, \text{ adică: } \quad Q_v = \frac{1}{60\cdot10^3} = 0{,}01666\cdot10^{-3} \text{ [m}^3\text{/s]};$$

- secţiunea de curgere este rotundă, (circulară): $A = \frac{\pi \cdot d^2}{4}$;

$$A = \frac{\pi \cdot 32^2 \cdot 10^{-6}}{4} = 308{,}84 \cdot 10^{-6} \text{ [m}^2\text{]} \approx 309\cdot10^{-6} \text{ [m}^2\text{]};$$

$$\text{- } w = \frac{0{,}01666 \cdot 10^{-3}}{309 \cdot 10^{-6}} = 5{,}39\cdot10^{-2} \text{ [m/s]};$$

$$\text{- } \mathrm{Re} = \frac{5{,}39 \cdot 10^{-2} \cdot 32 \cdot 10^{-3} \cdot 10^3}{10^{-3}} = 1\,724{,}8 \approx 1725$$

- regimul de curgere este laminar:

$$0 \le Re \le 2300.$$

În condiţiile problemei enunţate anterior, delimitaţi vitezele apei pentru domeniile laminar, intermediar sau turbulent.

Soluţia propusă:

$$\mathrm{Re}=\frac{w\cdot d_{ech}\cdot\rho}{\eta};$$

0≤Re≤2300, regim laminar;
2300≤Re≤10 000, regim intermediar;
10 000 ≥ Re regim turbulent.

$w=\frac{\mathrm{Re}\cdot\eta}{d_{ech}\cdot\rho}$; regim laminar: $\mathrm{w}=\frac{2\,300\cdot10^{-3}}{32\cdot10^{-3}\cdot10^{3}}=0{,}0718\approx0{,}072$ [m/s];

regim turbulent: $\mathrm{w}=\frac{10\,000\cdot10^{-3}}{32\cdot10^{-3}\cdot10^{3}}=0{,}3125$ [m/s].

3. Într-un canal de irigaţii cu secţiunea dreptunghiulară cu lăţimea L de 4 [m] se scurge apă la 20 [°C]. Să se calculeze grosimea stratului de apă la limita domeniilor laminar şi turbulent.

Soluţia propusă:

$\mathrm{Re}=\frac{w\cdot d_{ech}\cdot\rho}{\eta}$; $w=\frac{\mathrm{Re}\cdot\eta}{d_{ech}\cdot\rho}$; $\mathrm{Q\_v=A\cdot w}$; $w=\frac{Q_v}{A}$;

$P_u=h+L+h=2h+L$; pentru curgere cu suprafaţă liberă;

$A_u=L\cdot h$

$d_{ech}=4\cdot(A_u/P_u)=4\cdot(L\cdot h)/(2h+L)$;

$$\mathrm{Re}=\frac{Q_v}{L\cdot h}\cdot\frac{4\cdot L\cdot h}{(2\cdot h+L)}\cdot\frac{\rho}{\eta};$$

$$h=\frac{4\cdot Q_v\cdot\rho-\mathrm{Re}\cdot L\cdot\eta}{2\cdot\mathrm{Re}\cdot\eta}.$$

Q_v [l/s]	h_{lam} [m]	h_{turb} [m]	Q_v [l/s]	h_{turb} [m]
1	−1,13043	−1,8	10	0
2	−0,26087	−1,6	11	0,2
3	0,608696	−1,4	12	0,4
4	1,478261	−1,2	13	0,6
5	2,347826	−1	14	0,8
6	3,217391	−0,8	15	1
7	4,086957	−0,6	16	1,2
8	4,956522	−0,4	17	1,4
9	5,826087	−0,2	18	1,6
10	6,6956520		19	1,8
			20	2

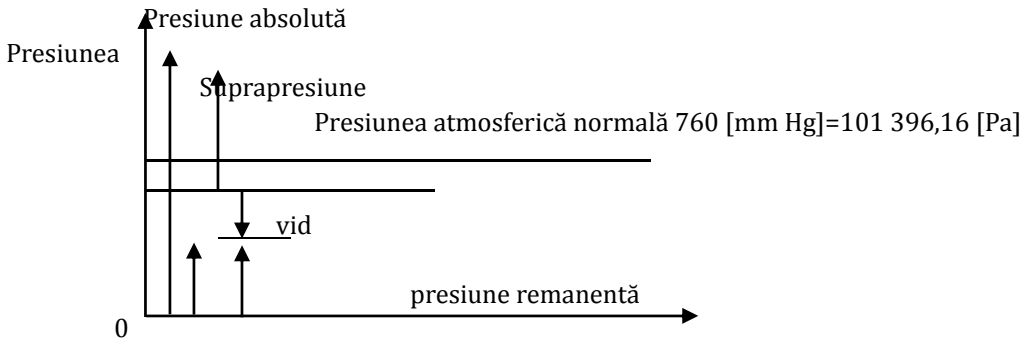
Comentariu:

- Din relaţia de calcul rezultă dependenţa grosimii stratului de debitul de apă.
- Este evident că rezultatele negative nu au sens fizic.
- Regimul laminar de curgere apare doar de la debitul 2,3 [l/s] = 8,28 [m^3/h].
- Regimul turbulent apare de la 10 [l/s] = 36 [m^3/h].

4. Presiunea este rezultatul ciocnirilor dintre molecule între ele şi peretele incintei în care sunt prinse. Dacă nu avem nici o moleculă într-o incintă, presiunea este $p = 0$. Odată cu introducerea de molecule în incintă, acestea se vor ciocni între ele şi cu peretele incintei, aşa încât presiunea creşte. Continuând introducerea de molecule în incintă, la un moment dat densitatea moleculelor din incintă egalează densitatea moleculelor din mediul înconjurător. În acest moment şi caz, se atinge aşa-zisa „presiune atmosferică". Datorită variațiilor de densitate moleculară din mediul înconjurător datorate latitudinii, altitudinii, temperaturii, umidității etc., s-a definit „presiunea atmosferică normală" la valoarea $h = 760$ [mm Hg], valoare care se va lua în calcul ori de câte ori nu există alte precizări speciale în tema dată sau dacă presiunea exterioară nu influenţează procesul.

Ca nomenclatură: presiunea atmosferică, indiferent dacă este momentană, reală sau cea normală, împarte domeniul de presiuni în: suprapresiune şi depresiune, după cum densitatea moleculelor este mai mare sau mai mică decât cea de referinţă.

- dacă se măsoară de la nivelul presiunii de referinţă în jos, denumirea este: „vid".
- de la vid până la 0, denumirea este: "presiune remanentă".
- de la nivelul de referinţă în sus denumirea este de „suprapresiune".
- la măsurarea presiunii de la 0, indiferent dacă este până în domeniul de depresiune sau suprapresiune, se vorbeşte de „presiune absolută"
- la măsurarea de la nivelul de referinţă, indiferent dacă este în sus sau în jos, se discută despre „presiune relativă".



5. Să se exprime valoarea presiunii atmosferice de 720 [mm Hg] în alte unități de măsură.

Soluţia propusă:

a) exprimare în unităţile S.I.:

$$\Delta p = \rho \cdot g \cdot \Delta h \Longrightarrow \Delta p = 13\,600 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}720 = 96\,059{,}52 \text{ [Pa]};$$

b) exprimare în [ata]: $96\,059{,}52/98\,100 = 0{,}9792$ [ata];

c) exprimare în [at] mm Hg ca vid: $760 - 720 = 40$ [mm Hg];

e) exprimare în [bar]: $96\,059{,}52/100\,000 = 0{,}9606$ [bar];

f) exprimare în [hectopascali]: $96\,059{,}52/100 = 960{,}6$ [hPa];

g) exprimare în [kilopascali]: $96\,059{,}52/1000 = 96{,}06$ [kPa];

h) exprimare în [megapascali]: $96\,059{,}52/1\,000\,000 = 0{,}096$ [MPa].

6. Un manometru diferenţial cu mercur este ataşat la o conductă orizontală. Care este pierderea de presiune prin frecare dintre punctele de priză dacă denivelarea manometrică este de 20 [mm] şi prin conductă circulă:

a) apă la 20 [°C];

b) aer la 20 [°C] şi presiune atmosferică.

Soluția propusă:

Valori necesare:

densitate apă: 1000 [Kg/m^3],

viscozitatea: $1 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s].

densitatea: aer:$\rho = \rho_0 \frac{p \cdot T_0}{p_0 \cdot T}$, $\rho = 1{,}293 \cdot \frac{273}{293} = 1{,}2$[Kg/m^3];

viscozitatea: $18 \cdot 10^{-6}$ [Pa · s].

Relația de calcul a diferenței manometrice de presiune este:

$$\Delta p = \Delta\rho \cdot g \cdot \Delta h$$

a) apă: $\Delta p = (13\,600 - 1000) \cdot 9{,}81 \cdot 20 \cdot 10^{-3} = 2472{,}12$ [Pa];

b) aer: $\Delta p = (13\,600 - 1{,}2) \cdot 9{,}81 \cdot 20 \cdot 10^{-3} = 2668{,}32$ [Pa].

Pierderea de presiune în conducte drepte are relația de calcul:

$\Delta p = \lambda \cdot \frac{L}{d} \cdot \rho \cdot \frac{w^2}{2}$.

Comentariu:

- Se remarcă faptul că pierderea de presiune măsurată prin denivelarea manometrică, Δp, depinde de regimul de curgere, (prin valoarea cifrei Re), adică de coeficientul de frecare, λ, de dimensiunea geometrică a sistemului, de natura materialului şi de debitul său.
- Pentru fluidele date: apă și aer în acest caz, la o geometrie fixăată, de exemplu: $L = 100$ [m] și $d = 25 \times 2{,}5$ [mm], variația pierderii de presiune cu debitul se poate reda astfel:

Q_v [l/s]	w [m/s]	Re_{apa} [-]	λ_{apa} [-]	Δp_{apa} [Pa]	Re_{aer} [-]	λ_{aer} [-]	Δp_{aer} [Pa]
0	0	0	0	0	0	0	0
0,01	0,031847	636,9427	0,10048	254,77707	42,46285	1,5072	4,5859873
0,02	0,063694	1273,885	0,05024	509,55414	84,92569	0,7536	9,1719745
0,03	0,095541	1910,828	0,03349333	764,33121	127,3885	0,5024	13,757962
0,04	0,127389	2547,771	0,04447818	1804,4618	169,8514	0,3768	18,343949
0,05	0,159236	3184,713	0,04206486	2666,49158	212,3142	0,30144	22,929936
0,06	0,191083	3821,656	0,04019057	3668,65942	254,7771	0,2512	27,515924
0,07	0,22293	4458,599	0,03867119	4804,6779	297,2399	0,215314	32,101911
0,08	0,254777	5095,541	0,03740154	6069,46184	339,7028	0,1884	36,687898
0,09	0,286624	5732,484	0,03631628	7458,76801	382,1656	0,167467	41,273885
0,1	0,318471	6369,427	0,03537219	8968,97283	424,6285	0,15072	45,859873
0,2	0,636943	12738,85	0,02974435	30167,9084	849,2569	0,07536	91,719745
0,3	0,955414	19108,28	0,02687706	61334,5106	1273,885	0,05024	137,57962
0,4	1,273885	25477,71	0,02501192	101472,344	1698,514	0,03768	183,43949
0,5	1,592357	31847,13	0,02365481	149947,841	2123,142	0,030144	229,29936
0,6	1,910828	38216,56	0,02260082	206303,88	2547,771	0,044478	487,20469
0,7	2,229299	44585,99	0,02174641	270186,894	2972,399	0,042797	638,07002
0,8	2,547771	50955,41	0,02103243	341310,922	3397,028	0,041392	806,03564
0,9	2,866242	57324,84	0,02042215	419437,349	3821,656	0,040191	990,53804
1	3,184713	63694,27	0,01989125	504362,407	4246,285	0,039146	1191,096
2	6,369427	127388,5	0,01672648	1696466,16	8492,569	0,032918	4006,3535
3	9,55414	191082,8	0,01511408	3449092,99	12738,85	0,029744	8145,3353
4	12,73885	254777,1	0,01406524	5706209,25	16985,14	0,02768	13475,713

Q_v [l/s]	w [m/s]	Re_{apa} [-]	λ_{apa} [-]	Δp_{apa} [Pa]	Re_{aer} [-]	λ_{aer} [-]	Δp_{aer} [Pa]
5	15,92357	318471,3	0,01330208	8432186,74	21231,42	0,026178	19913,348
6	19,10828	382165,6	0,01270937	11601319,7	25477,71	0,025012	27397,533
7	22,29299	445859,9	0,0122289	15193725,6	29723,99	0,024066	35881,314
8	25,47771	509554,1	0,01182741	19193323,6	33970,28	0,023276	45326,715
9	28,66242	573248,4	0,01148422	23586695,5	38216,56	0,022601	55702,048
10	31,84713	636942,7	0,01118567	28362382,4	42462,85	0,022013	66980,251

7. Să se determine pierderile de presiune dinamice şi prin frecare la curgerea apei la 20 [°C] şi a aerului la 0 [°C] printr-o conductă dreaptă din oţel cu lungimea de 100 [m] şi diametrul de 36 × 2 [mm] dacă viteza fluidelor este de 0,001; 0,3 şi 1 [m/s].

Soluţia propusă:

Relaţiile de calcul pentru pierderea de presiune dinamică respectiv prin frecare sunt:

$$\Delta p_d = \rho \cdot \frac{w^2}{2}; \quad \Delta p_{fr} = \lambda \cdot \frac{L}{d} \cdot \rho \cdot \frac{w^2}{2}; \quad \lambda=\lambda(\mathrm{Re}, d_{\_ech}/e); \quad \mathrm{Re} = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta}$$

a) pentru apă:

Valori necesare: - densitatea: 1000 [Kg/m^3]; viscozitatea dinamică: $1 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s];
- diametrul echivalent: 36−4=32 [mm];
- rugozitatea conductei: e=0,2 [mm].

$$\Delta p_d = 1\,000 \cdot \frac{0{,}01^2}{2} = 0{,}05 \text{ [Pa]}; \quad \Delta p_d = 1\,000 \cdot \frac{0{,}3^2}{2} = 45 \text{ [Pa]}; \quad \Delta p_d = 1\,000 \cdot \frac{1^2}{2} = 500 \text{ [Pa]}.$$

$$\mathrm{Re} = \frac{1^{-2} \cdot 32 \cdot 10^{-3} \cdot 10^3}{1 \cdot 10^{-3}} = 320; \quad \mathrm{Re} = \frac{0{,}3 \cdot 32 \cdot 10^{-3} \cdot 10^3}{1 \cdot 10^{-3}} = 9\,600; \quad \mathrm{Re} = \frac{1 \cdot 32 \cdot 10^{-3} \cdot 10^3}{1 \cdot 10^{-3}} = 32\,000;$$

$d_{\_ech}/e=32/0{,}2=160$;

Din diagrama de corelare $\lambda=\lambda(\mathrm{Re}, d_{\_ech}/e)$ se ridică valorile pentru cifra Reynolds calculată:
λ=0,0395; λ=0,0365; λ=0,033;

$$\Delta p_{fr} = 0{,}0395 \cdot \frac{100}{32 \cdot 10^{-3}} \cdot 1\,000 \cdot \frac{1^{-4}}{2} = 5{,}15 \text{ [Pa]};$$

$$\Delta p_{fr} = 0{,}0365 \cdot \frac{100}{32 \cdot 10^{-3}} \cdot 1\,000 \cdot \frac{0{,}3^2}{2} = 5\,475 \text{ [Pa]};$$

$$\Delta p_{fr} = 0{,}033 \cdot \frac{100}{32 \cdot 10^{-3}} \cdot 1\,000 \cdot \frac{1^2}{2} = 51\,562{,}5 \text{ [Pa]}.$$

Regimurile de curgere sunt: laminar, intermediar şi turbulent.

b) pentru aer:

Valori necesare: - densitatea: 1,293 [Kg/m^3]; viscozitatea dinamică: $18 \cdot 10^{-6}$ [Pa · s];
- diametrul echivalent: 36−4=32 [mm];
- rugozitatea conductei: e=0,2 [mm].

$$\Delta p_d = 1{,}293 \cdot \frac{1^{-4}}{2} = 0{,}6 \cdot 10^{-4} \text{ [Pa]}; \quad \Delta p_d = 1{,}293 \cdot \frac{0{,}3^2}{2} = 0{,}058 \text{ [Pa]}; \quad \Delta p_d = 1{,}293 \cdot \frac{1^2}{2} = 0{,}6465.$$

$$\mathrm{Re} = \frac{1^{-4} \cdot 32 \cdot 10^{-3} \cdot 1{,}293}{18 \cdot 10^{-6}} = 0{,}22986 \approx 0{,}2$$

$$\mathrm{Re} = \frac{0{,}3 \cdot 32 \cdot 10^{-3} \cdot 1{,}293}{18 \cdot 10^{-6}} = 689{,}6 \approx 700; \quad \mathrm{Re} = \frac{1 \cdot 32 \cdot 10^{-3} \cdot 1{,}293}{18 \cdot 10^{-6}} = 2\,298{,}6 \approx 2\,300;$$

$d_{\_ech}/e=32/0{,}2=160$;

Regimul de curgere a aerului prin conductă la cele trei viteze este laminar:

$\lambda = \frac{64}{\mathrm{Re}}$; $\lambda = \frac{64}{0{,}2} = 320$; $\lambda = \frac{64}{700} = 0{,}0914$; $\lambda = \frac{64}{2\,300} = 0{,}0278$

$$\Delta p_{fr} = 320 \cdot \frac{100}{32 \cdot 10^{-3}} \cdot 1{,}293 \cdot \frac{1^{-4}}{2} = 64{,}65 \quad \text{[Pa];}$$

$$\Delta p_{fr} = 0{,}0914 \cdot \frac{100}{32 \cdot 10^{-3}} \cdot 1{,}293 \cdot \frac{0{,}3^{2}}{2} = 12{,}85 \quad \text{[Pa];}$$

$$\Delta p_{fr} = 0{,}0278 \cdot \frac{100}{32 \cdot 10^{-3}} \cdot 1{,}293 \cdot \frac{1^{2}}{2} = 56{,}2 \quad \text{[Pa].}$$

Comentariu:

- Proprietăţile fizice ale materialului; densitatea şi viscozitatea în principal, influenţează atât regimul de curgere cât şi pierderile de presiune.
- Gazele având proprietăţi fizice cu valori mai reduse, vor avea şi pierderi de presiune mai mici.
- Se remarcă faptul că la aceeaşi viteză, regimurile de curgere între lichide şi gaze sunt foarte diferite. Acest fapt se reflectă în proprietăţile de transport şi transfer a materialelor, implicit în cea de deplasare a unor eventuale substraturi sau metaboliţi.

8. Să se găsească relaţia criterială minimă care descrie curgerea fluidelor prin conducte circulare drepte.

Soluţia propusă:

a) Se întocmeşte lista minimă de variabile a fenomenului de curgere prin conducte drepte: //Δp, ρ, η, d_{ech}, w, L, l//.

În lista cu variabile s-au inclus: pierderea de presiune, densitatea, viscozitatea, diametrul echivalent, viteza de curgere, lungimea conductei şi rugozitatea peretelui conductei.

b) Se distribuie variabilele faţă de variabila principală:

//Δp, $d_{\_ech}$; ρ, η, w, L, l//.

c) Se formează matricea dimensională din variabilele distribuite cu câte un indice alocat:

	Δp ^{a},	$d_{\_ech}{}^{b}$	ρ ^{c}	η ^{e}	w ^{f}	L ^{j}	l ^{m}
L	- 1	1	- 3	- 1	1	1	1
M	1	0	1	1	0	0	0
T	- 2	0	0	- 1	- 1	0	0

d) Se întocmeşte sistemul nedeterminat al indicilor distribuiţi:

L - a+b=- 3 c – e+f+j+m
M a=c+e
T - 2 a=- e – f

e) Se rezolvă sistemul prin omogenizare progresivă:

M a=2; c=1; e=1.
T e=1; f=3.
L b=3; j=1, m=1.

f) Se formează relaţia tip monom care descrie fenomenul:

$$\Delta p^{2} = k \cdot \frac{L \cdot \eta \cdot \rho \cdot w^{3} \cdot l}{d_{ech}{}^{3}}.$$

g) Se verifică omogenitatea dimensională a relației:

$$\left[\frac{kg^2}{m^2\cdot s^4}\right]=[-]\cdot\frac{[m]\cdot\left[\frac{kg}{m\cdot s}\right]\cdot\left[\frac{kg}{m^3}\right]\cdot\left[\frac{m^3}{s^3}\right]\cdot[m]}{[m^3]}=\left[\frac{kg^2}{m^2\cdot s^4}\right].$$

h) Se formează grupurile de criterii de similitudine sau rapoarte de similitudine:

$$\frac{\Delta p^2}{\rho^2\cdot w^4}=k\cdot\frac{L}{d_{ech}}\cdot\frac{\eta}{w\cdot d_{ech}\cdot\rho}\cdot\frac{l}{d_{ech}};$$

$Eu^2=k\cdot Re^{-1}\cdot S_{\_1}\cdot S_{\_2}$;

$Eu^2\cdot Re=k_{\_2}$.

Comentariu:

Pornind de la o listă de variabile minimă, prin metoda analizei dimensionale generale se poate ajunge la expresia funcţiei dintre variabile sau la grupurile adimensionale tradiționale.

9. Se pompează cu un debit de 20 [t/h] un lichid cu densitatea 1130 [Kg/m^3] şi viscozitatea de 2,6·10^{-3} [Pa · s] printr-o conductă cu diametrul $d = 76 \times 4$ [mm] şi lungimea de 50 [m]. Pe conducta de oţel cu coroziune neînsemnată se găsesc trei robinete normale, un robinet de probă, şase coturi şi patru curbe. Diferența de nivel între vasul de alimentare şi cel în care se pompează este de 10 [m], presiunea atmosferică este de 700 [mm Hg], iar cea din vas este de 2 [at]. Să se calculeze puterea pompei cu randament total de 0,7.

Soluția propusă:

Relația de calcul a puterii de acționare a pompelor este: $P=\frac{Q_v\cdot\Delta p}{1\,000\cdot\eta_T}$, [kW].

unde: - $Q_{\_v}$ este debitul volumetric, [m^3/s];
- Δp este pierderea de presiune totală, [Pa];
- η_T este randamentul total, [-];
- $\Delta p_T=\Delta p_d+\Delta p_{fr}+\Delta p_{rl}+\Delta p_{st}+\Delta p_h$.

$$\Delta p_d=\rho\cdot\frac{w^2}{2};\quad \Delta p_{fr}=\lambda\cdot\frac{L}{d}\cdot\rho\cdot\frac{w^2}{2};\quad \Delta p_{rl}=\sum\zeta\cdot\rho\cdot\frac{w^2}{2};$$

$\Delta p_{st}=p_2-p_1$; $\Delta p_h=\rho\cdot g\cdot\Delta h$.

- Se transformă debitul masic în debit volumetric, ţinând seama de unităţile de măsură din Sistemul Internaţional de Unităţi de Măsură, (SIUM):

$$- Q_v=\frac{Q_m}{\rho};\qquad Q_v=\frac{20\,000}{3\,600\cdot1130}=0{,}004916\,[m^3/s];$$

- Se calculează viteza lichidului în condiţiile de lucru:

$$- w=\frac{Q_v}{A};\qquad A=\pi\cdot\frac{d_i^2}{4};\qquad A=\frac{3{,}14\cdot68^2\cdot10^{-6}}{4}=3{,}63\cdot10^{-6}\,[m^2];$$

$$- w=\frac{0{,}004916}{3{,}363\cdot10^{-3}}=1{,}35\ [m/s].$$

- Se determină valoarea fiecărui termen din componența valorii Δp_T:

$$- \Delta p_d=1130\cdot\frac{1{,}35^2}{2}=1\,035{,}27\ [Pa].$$

$$- \lambda=\lambda(Re, d_{ech}/e);\ Re=\frac{w\cdot d_{ech}\cdot\rho}{\eta};\ Re=\frac{1{,}35\cdot68\cdot10^{-3}\cdot1130}{2{,}6\cdot10^{-3}}=39\,897{,}7\approx4\cdot10^4;$$

- $d_{ech}/e=68/0{,}2=340$;

- Regimul de curgere este turbulent, conducta este rugoasă:

λ=0,027.

- (Dacă s-ar utiliza relaţia Blasius, valabilă pentru conducte netede, se obţine:

$$\lambda = \frac{0{,}316}{\mathrm{Re}^{0{,}25}}; \qquad \lambda = \frac{0{,}316}{\left(4\cdot 10^{4}\right)^{0{,}25}} = 0{,}0223,$$

o valoare mai mică, datorită „netezimii" peretelui conductei).

- $\Delta p_{fr} = 0{,}027 \cdot \frac{50}{68\cdot 10^{-3}} \cdot 1130 \cdot \frac{1{,}35^2}{2} = 20\,443$ [Pa].

- Coeficienţii de rezistenţă locală:
  - intrare în ţeavă: 0,5
  - trei robinete normale: 3·4,5=13,5
  - un robinet de probă:=2,0
  - şase coturi: $6 \cdot 1 = 6{,}6$
  - patru curbe: 4·(0,11·1)=0,44
  - ieşire din ţeavă:=1,0

  $\sum \xi$=24,04

- $\Delta p_{rl} = \sum 24{,}04 \cdot 1130 \cdot \frac{1{,}35^2}{2} = 49\,508{,}6$ [Pa].

- p_2=(13 600·9,81·0,700+2·98 100) [Pa];
- p_1=13 600·9,81·0,700 [Pa];
- $\Delta p_{st}=p_2 - p_1$; Δp_{st}=196 200[Pa].
- $\Delta p_h=\rho \cdot g \cdot \Delta h$; Δp_h=1130·9,81·10=110 853 [Pa].
- Δp_T=1035,3+20 443+49 508,6+196 200+110 853=378039,9 ≈ 378 040 [Pa].
- $P = \frac{0{,}004916 \cdot 378\ 040}{1000 \cdot 0{,}7} = 1{,}345 \approx 1{,}35$ [kW].

Comentariu:

- Pierderea de presiune cea mai mică este cea dinamică.
- Pierderea de presiune prin frecare şi cea prin rezistenţe locale au valori comparabile, dependente de structura traseului şi de debit.
- Coeficientul de rezistenţă locală este mai mic în cazul curbelor decât în cazul coturilor.

Calculul final arată puterea necesară efectuării serviciului de pompare a lichidului în condiţiile problemei date. În mod normal, pentru dimensionarea pompelor se multiplică puterea obţinută din calcul cu un coeficient dependent de valoarea puterii calculate, rezultând puterea instalată. Acest surplus de putere este necesar şi pentru modificarea condiţiilor de lucru: material, debit etc. ... şi se aplică în modul următor:

P calculată [kW]	Coeficient de multiplicare, β, [-]
≤1	3 ÷ 2
1 ÷ 5	2 ÷ 1,2
5 ÷ 50	1,2 ÷ 1,15
50 ≥	1,1

10. Ce putere instalată trebuie să aibă motorul unui ventilator care debitează 100 [Nm^3/mine aer la o diferenţă de presiune totală de 100 [mm H_2O], la un randament total de 0,8.

Soluţia propusă:

Relaţia de calcul a puterii de acţionare a ventilatoarelor este:

$$P = \frac{Q_v \cdot \Delta p}{1\,000 \cdot \eta_T}, \text{ [kW]}.$$

unde: Q_v este debitul volumetric, [m^3/s];
Δp este pierderea de presiune totală, [Pa];
η_T este randamentul total, [-].

$$P = \frac{100 \cdot 100 \cdot 10^{-3} \cdot 9{,}81 \cdot 1\,000}{60 \cdot 1\,000 \cdot 0{,}8} = 2{,}044 \text{ [kW];}$$

P_{inst}=2,044·1,7=3,5 [kW].

11. Să se determine temperatura aerului la sfârşitul comprimării adiabatice a aerului din condiţii normale la 3 [atm]. Să se determine lucrul mecanic adiabatic şi puterea instalată necesară pentru comprimarea a 100 [Nm^3/min] un randament total de 0,8.

Soluţia propusă:

Relaţia de calcul pentru calculul temperaturii este:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}};$$

unde: T_1 şi T_2 sunt temperaturile iniţială şi finală, [°K];
p_1 şi p_2 sunt presiunile iniţială şi finală, [Pa];
k este coeficientul adiabatic al gazului comprimat, $k = \frac{c_p}{c_v}$, pentru aer $k = 1{,}4$.

$$T_2 = T_1 \left(\frac{3}{1}\right)^{\frac{1{,}4-1}{1{,}4}} = 373{,}6 \text{ [°K]} = 100 \text{ [°C];}$$

Relaţia de calcul pentru calculul lucrului mecanic adiabatic efectuat la comprimarea unui kg de gaz este:

$$L_{ad} = \frac{k}{k-1} \cdot p_1 \cdot v_1 \cdot \left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1\right] = \frac{k}{k-1} \cdot R \cdot T_1 \cdot \left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1\right];$$

unde: R este constanta generală a gazelor, $R = 8310/M$ [J/kg · °K];
M este masa moleculară a gazului, [kg/kmol].

$$L_{ad} = \frac{1{,}4}{1{,}4-1} \cdot \frac{8310}{28{,}9} \cdot 273 \cdot \left[\left(\frac{3}{1}\right)^{\frac{1{,}4-1}{1{,}4}} - 1\right] = 101304 \text{ [J/kg];}$$

Puterea necesară se determină cu relaţia:

$$P = \frac{G \cdot L_{ad}}{3600 \cdot 1000 \cdot \eta_T} \text{ [kW],}$$

unde G este debitul masic orar de gaz, [kg].

În condiţiile problemei, $G_1 = 100 \cdot 1{,}293 = 129{,}3$ [kg/min];

$$P = \frac{129{,}3 \cdot 101304}{60 \cdot 1000 \cdot 0{,}8} = 272{,}88 \approx 273 \text{ [kW];}$$

$$P_{inst} = 273 \cdot 1{,}1 = 300 \text{ [kW].}$$

Comentariu:

Pentru acelaşi debit de aer ventilat şi comprimat, necesarul energetic este extrem de diferit. Pentru comprimare este nevoie de aproximativ 100 de ori mai multă energie decât la ventilare mai exact de 85,8 ori.

12. Cu ce viteză sedimentează particulele de cuarţ cu diametrul de 15 [μm] în apă şi aer la 0 [°C], respectiv în aer la 500 [°C].

Soluţia propusă:

Relaţia de calcul a vitezei de sedimentare în regim laminar, Re≤0,2 este:

$$w_{sed} = \frac{d^2 \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g}{18 \cdot \eta_f}$$.

- Valori necesare: densitatea apei la 0 [°C]: 1000 [Kg/m^3];
- densitatea cuarţului: 2650 [Kg/m^3];
- densitatea aerului 0 [°C]: 1,293 [Kg/m^3];

densitatea aerului la 500 [°C]: $\rho = \rho_0 \cdot \frac{p}{p_0} \cdot \frac{T_0}{T}$, $\rho = 1{,}293 \cdot \frac{1}{1} \cdot \frac{273}{(273+500)} = 0{,}457$ [Kg/m^3];

- viscozitatea apei la 0 [°C]: $1{,}792 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s];
- viscozitatea aerului la 0 [°C]: $20 \cdot 10^{-6}$ [Pa · s];
- viscozitatea aerului la 500 [°C]: $35{,}5 \cdot 10^{-6}$ [Pa · s].

a) în apă: $w_{sed} = \frac{15^2 \cdot 10^{-12} \cdot (2\,650 - 1\,000) \cdot 9{,}81}{18 \cdot 1{,}792 \cdot 10^{-3}} = 3{,}6 \cdot 10^{-4}$ [m/s];

- Verificarea formulei de calcul: $\mathrm{Re} = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho_f}{\eta_f}$;

$\mathrm{Re} = \frac{3{,}6 \cdot 10^{-4} \cdot 15 \cdot 10^{-6} \cdot 1\,000}{1{,}792 \cdot 10^{-3}} = 3 \cdot 10^{-3} \leq 0{,}2$; formula se poate aplica.

b) în aer: $w_{sed} = \frac{15^2 \cdot 10^{-12} \cdot (2\,650 - 1{,}293) \cdot 9{,}81}{18 \cdot 20 \cdot 10^{-6}} = 1{,}6 \cdot 10^{-2}$ [m/s];

$w_{sed} = \frac{15^2 \cdot 10^{-12} \cdot (2\,650 - 0{,}457) \cdot 9{,}81}{18 \cdot 35{,}5 \cdot 10^{-6}} = 9{,}1 \cdot 10^{-3}$ [m/s];

$\mathrm{Re} = \frac{1{,}6 \cdot 10^{-2} \cdot 15 \cdot 10^{-6} \cdot 1{,}293}{20 \cdot 10^{-6}} = 1{,}55 \cdot 10^{-2}$ $\mathrm{Re} = \frac{9{,}1 \cdot 10^{-3} \cdot 15 \cdot 10^{-6} \cdot 0{,}457}{35{,}5 \cdot 10^{-6}} = 1{,}76 \cdot 10^{-3}$

În ambele cazuri se verifică relaţia: Re≤0,2, deci presupunerea de regim laminar este corectă şi în acest caz.

Comentariu:

- Pentru particulele micronice se poate presupune un regim laminar de sedimentare, dar este obligatore verificarea regimului de curgere.
- La sedimentarea în gaze, care au densitatea sensibil mai mică decât a solidelor şi lichidelor, viteza de depunere este mai puţin influenţată de densitate, deci aceasta se poate neglija din diferenţa termenilor din paranteză.
- Sedimentarea în gaze este mai puternic influenţată de temperatură, care influenţează direct viscozitatea.
- Lichidele îşi scad viscozitatea cu creşterea temperaturii.
- Gazele îşi cresc viscozitatea cu creşterea temperaturii.

13. Să se calculeze diametrul minim al particulelor de cuarţ care scapă dintr-un decantor radial, (circular), cu diametrul de 30 [m] prin care trece un debit de suspensie apoasă la 20 [°C] de 1000 [m^3/h].

Soluţia propusă:

Particula este echilibrată de viteza ascensională şi de cea de sedimentare care sunt egale. Dacă viteza ascensională este mai mare, particula este transportată şi iese din decantor. Dacă viteza de sedimentare este mai mare, particula sedimentează cu diferenţa de viteză între cea de sedimentare şi cea de transport.

Condiţia de echilibru este: $w_{sed} = w_{tr}$.

Valori necesare:

- densitatea apei la 0 [°C]: 1000 [Kg/m^3];
- densitatea cuarţului: 2650 [Kg/m^3];
- viscozitatea apei la 20 [°C]: $1 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s].

Se calculează viteza de trecere a apei din decantor, (viteza ascensională a fluxului de suspensie):

$$w = \frac{Q_v}{A_{decantor}};$$

Aria de trecere a apei este aria transversală a decantorului:

$A = \frac{\pi \cdot d^2}{4}$; $A = \frac{\pi \cdot 30^2}{4} = 706{,}5$ [m²];

Viteza de trecere:

$$w = \frac{1\,000}{706{,}5 \cdot 3\,600} = 3{,}93 \cdot 10^{-4} \text{ [m/s]};$$

Din egalarea vitezei de trecere cu cea de sedimentare considerată în regim laminar se obține:

$w_{tr} = w_{sed} = \frac{d^2 \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g}{18 \cdot \eta_f}$.

Din relație se poate obține diametrul particulei:

$$d = \sqrt{\frac{18 \cdot w_{sed} \cdot \eta_f}{(\rho_s - \rho_f) \cdot g}}, \quad d = \sqrt{\frac{18 \cdot 3{,}93 \cdot 10^{-4} \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{(2\,650 - 1\,000) \cdot 9{,}81}} = 2{,}1 \cdot 10^{-5} \text{ [m]};$$

Se verifică dacă relația de calcul este valabilă:

$\text{Re} = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho_f}{\eta_f}$; $\text{Re} = \frac{3{,}93 \cdot 10^{-4} \cdot 2{,}1 \cdot 10^{-5} \cdot 1\,000}{1 \cdot 10^{-3}} = 8{,}25 \cdot 10^{-3} \leq 0{,}2$.

Relația este valabilă şi poate fi aplicată.

Comentariu:

Având în vedere faptul că în decantor suspensia se deplasează nu numai în regim laminar, ci de obicei este o curgere intermediară sau turbulentă, precum şi că există o gamă largă de diametre sau de asociații de particule, pentru siguranța calculului se adoptă o înjumătățire a vitezei teoretice de sedimentare:

$$w_{sed\ practică} = 0{,}5 \cdot w_{sed}.$$

În aceste condiții se poate recalcula diametrul particulei „reale” care scapă din decantor:

$$d = \sqrt{\frac{18 \cdot 3{,}93 \cdot 10^{-4} \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{2 \cdot (2650 - 1000) \cdot 9{,}81}} = 1{,}48 \cdot 10^{-5} \text{ [m]}.$$

Cum diametrul particulei este mai mic decât cel calculat, regimul de sedimentare se menține.

14. Într-un bazin de reținere grosieră cu dimensiunile $L = 4$ [m], lățimea de 1 [m] şi lățimea lamei de lichid, $h = 0{,}15$ [m], intră un debit de 5 [m³/h] de suspensie apoasă de alumină hidratată la 20 [°C]. Să se calculeze diametrul particulei care scapă din bazin.

Soluția propusă:

Particula este deplasată de-a lungul bazinului de viteza de transport, (longitudinală), fiind supusă şi vitezei de sedimentare. Dacă timpul de de trecere de-a lungul bazinului este egal cu timpul în care particula sedimentează la adâncimea lamei de lichid, particula este în echilibru. Dacă timpul de sedimentare este mai mic decât cel de trecere, particula rămâne în decantor, dacă nu, particula va fi evacuată.

Condiția de echilibru este $\tau_{sed} = \tau_{tr}$.

Valori necesare:

- densitatea apei la 20 [°C]: 1000 [Kg/m³];
- densitatea aluminei hidratate: 2230 [Kg/m³];
- viscozitatea apei la 20 [°C]: $1 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s].

Se calculează viteza de trecere a apei prin bazin:

$$w = \frac{Q_v}{A_{\text{deversorului}}} = \frac{5}{3600 \cdot (1 \cdot 0{,}15)} = 9{,}26 \cdot 10^{-3} \left[\frac{\text{m}}{\text{s}}\right].$$

Timpul în care suspensia trece prin decantor, (bazin), este:

$$\tau = \frac{L}{w_{tr}} = \frac{4}{9{,}26 \cdot 10^{-3}} = 432 \text{ [s]}.$$

Timpul de trecere este egal cu cel de sedimentare a particulei pe grosimea lamei de lichid, deci:

$$h_{sed} = w_{sed} \cdot \tau;$$

$$w_{sed} = \frac{0{,}15}{432} = 3{,}47 \cdot 10^{-4} \left[\frac{\text{m}}{\text{s}}\right].$$

Diametrul particulei se poate determina cu relaţia:

$$d = \sqrt{\frac{18 \cdot w_{sed} \cdot \eta_f}{(\rho_s - \rho_f) \cdot g}} = \sqrt{\frac{18 \cdot 3{,}47 \cdot 10^{-4} \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{(2230 - 1000) \cdot 9{,}81}} = 0{,}22 \cdot 10^{-4} \text{ [m]}.$$

Verificarea corectitudinii relaţiei de calcul:

$$Re = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho_f}{\eta_f} = \frac{3{,}47 \cdot 10^{-4} \cdot 0{,}22 \cdot 10^{-4} \cdot 1000}{1 \cdot 10^{-3}} = 7{,}63 \cdot 10^{-3}.$$

Cum Re calculat este mai mic decât 0,2, (limita regimului laminar), se poate spune că acest calcul este corect.

Comentariu:

Având în vedere faptul că în decantor suspensia se deplasează nu numai în regim laminar, ci de obicei este o curgere intermediară sau turbulentă, precum şi că există o gamă largă de diametre sau de asociaţii de particule, pentru siguranţa calculului se adoptă o înjumătăţire a vitezei teoretice de sedimentare:

$$w_{sed\ practică} = 0{,}5 \cdot w_{sed}.$$

În aceste condiţii se poate recalcula diametrul particulei „reale” care scapă din decantor:

$$d = \sqrt{\frac{18 \cdot 3{,}47 \cdot 10^{-4} \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{2 \cdot (2230 - 1000) \cdot 9{,}81}} = 1{,}6 \cdot 10^{-5} \text{ [m]}$$

Cum diametrul particulei este mai mic decât cel calculat, regimul de sedimentare se menţine.

15. Să se determine viteza de sedimentare în apă la 25 [°C] a unor particule alungite de cărbune, (huilă) şi a unor particule de şist cu diametru echivalent de 2 [mm].

Soluţia propusă:

Diametrul particulei este relativ mare, aşa încât nu se mai poate face presupunerea că sedimentarea este în regim laminar. În acest caz se apelează fie la diagramele Li, $Re = f(Ar)$ sau se aplică prin încercări formulele caracteristice regimurilor intermediar sau turbulent, ajustate cu coeficienţii de formă a particulelor.

Calea cea mai simplă este utilizarea diagramelor de corelare.

Valori necesare:

- densitatea apei la 25 [°C]: 1000 [Kg/m^3];
- densitatea huilei: 2650 [Kg/m^3];
- densitatea şistului: 1350 [Kg/m^3];
- viscozitatea apei la 25 [°C]: $0{,}8973 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s].

Se calculează criteriul Arhimede, pentru că avem precizat diametrul echivalent:

$$Ar = Ga \cdot \frac{\Delta\rho}{\rho_f} = \frac{Re^2}{Fr} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_f)}{\rho_f} = \frac{d^3 \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \rho_f \cdot g}{\eta_f^2}$$

$$= \frac{2^3 \cdot 10^{-9} \cdot (1350 - 1000) \cdot 1000 \cdot 9{,}81}{0{,}8973^2 \cdot 10^{-6}} = 3{,}4 \cdot 10^4.$$

Din diagrama $Li = f(Ar)$ se determină fie criteriul Liascenko, fie criteriul Reynolds.

a) pentru huilă: În acest caz, pentru particule alungite se obţine doar criteriul Liascenko: $Li = 1{,}5 \cdot 10^2$, ţinând seama de forma particulei care sedimentează.

Din formula de calcul a criteriului Liascenko, ce depinde doar de viteza de sedimentare, se poate detalia:

$$Li = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{Re \cdot Fr \cdot \rho_f}{(\rho_s - \rho_f)} = \frac{w_{sed}^3 \cdot \rho_f^2}{\eta_f \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g},$$

$$w = \sqrt[3]{\frac{Li \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \eta_f}{\rho_f^2}} = \sqrt[3]{\frac{1{,}5 \cdot 10^2 \cdot 9{,}81 \cdot (1350 - 1000) \cdot 0{,}897 \cdot 10^{-3}}{1000^2}} = 7{,}73 \cdot 10^{-2}\ [\text{m/s}].$$

b) pentru şist: În acest caz, pentru particulele lamelare geomorfologice se obţine din criteriul Liascenko: $Li = 2 \cdot 10^2$, ţinând seama de forma particulei care sedimentează.

Din formula de calcul a criteriului Liascenko, ce depinde doar de viteza de sedimentare, se poate detalia:

$$w = \sqrt[3]{\frac{Li \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \eta_f}{\rho_f^2}} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 10^2 \cdot 9{,}81 \cdot (1350 - 1000) \cdot 0{,}897 \cdot 10^{-3}}{1000^2}} = 8{,}4 \cdot 10^{-2}\ [\text{m/s}]$$

Comentariu:

Se remarcă faptul că forma particulei influenţează viteza de sedimentare.

16. Să se găsească dimensiunile unui agitator tip paletă cu două pale şi puterea consumată la acţionare ştiind că pe modelul la scară 1:10 similar geometric cu diametrul paletelor $d = 3$ [cm] s-au contorizat 600 [rot/min] pe un fluid cu $\rho = 2400$ [Kg/m^3], viscozitatea $\eta = 5 \cdot 10^3$ [Pa · s], iar prototipul lucrează cu un amestec de reacţie cu $\rho = 910$ [Kg/m^3] şi viscozitatea $\eta = 0{,}6$ [Pa · s].

Soluţia propusă:

Utilizând similitudinea geometrică şi hidrodinamică între model, (indice m) şi prototip, (indice p):

$$Re_m = Re_p,$$

se obţine:

$$Re = \frac{w \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta} = \frac{n \cdot d_{ech} \cdot d_{ech} \cdot \rho}{\eta} = \frac{n \cdot d_{ech}^2 \cdot \rho}{\eta},$$

$$\frac{600 \cdot 3^2 \cdot 10^{-4} \cdot 2400}{60 \cdot 5 \cdot 10^{-3}} = \frac{n_p \cdot 0{,}3^2 \cdot 910}{0{,}6 \cdot 10^{-3}} \Longrightarrow n_p = 11{,}4\ [\text{rot/min}].$$

Calculul puterii se efectuează cu relaţia criteriului puterii, K_N:

$$K_N = \frac{P}{\rho \cdot n^3 \cdot d^5}.$$

Criteriul puterii se determină din similitudinea geometrică şi hidrodinamică:

$$K_N = \frac{c}{Re^m}.$$

Aşadar, pentru prototip:

$$Re_p = \frac{11{,}4 \cdot 0{,}3^2 \cdot 910}{60 \cdot 0{,}6 \cdot 10^{-3}} = 25935,$$

$$K_N = \frac{14{,}35}{26\,000^{0{,}31}} = 0{,}614$$

$$P = 0{,}614 \cdot 910 \cdot (11{,}4/60)^3 \cdot 0{,}3^5 = 9{,}3 \cdot 10^{-3} \text{ [W]}.$$

Comentariu:

Valoarea rezultată din calcul este doar cea necesară creării turbulenţei la amestecare. În realitate, puterea totală necesară însumează: puterea necesară învingerii frecărilor în lagăre, în presetupă, în grupul reductor, în transmisia motor-reductor, randamentul total al motorului şi grupului motor-reductor.

Se remarcă faptul că puterea pentru crearea turbulenţei este nesemnificativă faţă de restul necesarului de putere.

17. Să se calculeze presiunea şi necesarul de aer pentru alimentarea unui bazin de aerare cu dimensiunile: $L = 80$ [m], $l = 20$ [m], $h = 3$ [m], având un coeficient de umplere 0,8 şi densitatea suspensiei 1040 [Kg/m^3].

Soluţia propusă:

Pentru agitarea bazinului prin barbotare se propune un regim de agitare mediu, cu un debit de 0,5 [m^3 aer/ m^2·min], regim care să nu permită sedimentarea flocoanelor de nămol activ, dar nici spargerea lor:

A=L·l; A=80·20=1600 [m^2];

Q_v=0,5·1600=800 [m^3/min]=48 000 [m^3/h].

- Presiunea aerului trebuie să învingă presiunea hidrostatică a stratului de lichid şi rezistenţele dinamice, prin frecare, prin rezistenţe locale. Principala rezistenţă poate fi considerată cea hidrostatică:

$\Delta p_h = \rho \cdot g \cdot \Delta h$; Δp_h=1040·9,81·0,8·3=24 485,76 [Pa];

Comentariu:

De obicei, se majorează presiunea calculată cu $8 \div 15$ [%] pentru a avea o rezervă şi un grad mai mare de siguranţă în funcţionare, aşadar:

Δp_T=24 485,76·1,1=26 934,33 ≈ 27 000 [Pa];

18. Pe un filtru Nutsche cu diametrul de 1 [m] se filtrează o suspensie apoasă cu concentraţia 5 [%] (v:v). Ştiind că filtrarea se opreşte când se acumulează pe filtru un strat de 100 [mm] precipitat şi că $a = 10\,000$ [s/m^2] şi $b = 1000$ [s/m], să se determine timpul de filtrare şi cel de spălare cu 10 [%] lichid de spălare faţă de volumul de filtrat.

Soluţia propusă:

Se aplică relaţia generală a filtrării: $a \cdot V_f + b \cdot V_f = \tau$, unde V_f=[m^3/m^2].

Calculul volumului de precipitat:

$$V = \frac{\pi \cdot d^2}{4}; \qquad V_{pp} = \frac{3{,}14 \cdot 1^2}{4} = 0{,}785 \text{ [m}^3\text{]}.$$

Calculul volumului de suspensie:

$$V_{filtrat} = \frac{0{,}785 \cdot 95}{5} = 14{,}915 \text{ [m}^3 \text{ filtrat]}.$$

Calculul volumului specific de filtrat:

$$V_f = \frac{14{,}915}{3{,}14 \cdot 1^2} = 4{,}796 \text{ [m}^3/\text{m}^2\text{]};$$

Timpul de filtrare este:

$10\,000 \cdot 4{,}796^{2} + 1000 \cdot 4{,}796 = 234\,795$ [s]

234 795 [s]=3913 [minute] şi 16 [s]=65 [ore], 13 [minute] şi 16 [s].

Viteza de filtrare finală este egală cu cea de spălare, lichidul de spălare nemaiaducând solid pe filtru:

$$\frac{dV_f}{d\tau} = \frac{1}{2 \cdot a \cdot V_f + b}; \qquad \frac{dV_f}{d\tau} = \frac{1}{2 \cdot 10\,000 \cdot 4{,}796 + 1\,000} = 1{,}032 \cdot 10^{-5} \text{ [m}^3\text{/m}^2\text{·s]};$$

Volumul de apă de spălare este:

$V_{spălare} = 0{,}1 \cdot 14{,}915 = 1{,}4915$ [m^3];

Volumul specific de apă de spălare este:

$V_{f\_spălare} = 1{,}4915/3{,}14 = 0{,}475$ [m^3/m^2];

Timpul de spălare devine:

$$\tau = \frac{0{,}475}{1{,}032 \cdot 10^{-5}} = 46027 \text{ [s]};$$

46 027 [s] = 767 [minute] şi 7 [s] = 12 [ore], 47 [minute] şi 7 [s].

19. Se fluidizează cu apă la 20 [°C], particule de silicagel cu diametrul de 2 [mm]. Aparatul are $D = 1$ [m] şi înălţimea stratului fix este de 0,5 [m]. Să se calculeze:

a) viteza minimă de fluidizare;

b) gradul de expandare la un indice de fluidizare de 2;

c) pierderea de presiune în stratul fluidizat şi înălţimea stratului la acest indice de fluidizare;

e) diametrul particulei care poate fi antrenat la viteza minimă de fluidizare;

f) viteza de transport a particulelor din stratul fluidizat.

Soluţia propusă:

Trebuie urmărită fenomenologia fluidizării.

- Valori necesare: densitatea apei la 20 [°C]: 1000 [Kg/m^3];
- densitatea silicagelului: 2300 [Kg/m^3];
- viscozitatea apei la 20 [°C]: $1 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s].

a) - **După relaţia lui Rowe**: $w_{\min} = 8{,}1 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_f) \cdot d_s^2}{\eta_f}$;

$$w_{\min} = 8{,}1 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{(2\,300 - 1\,000) \cdot 2^{2} \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 10^{-3}} = 4{,}2 \cdot 10^{-3} \text{ [m/s]};$$

- **După relaţia criterială**: $\text{Re}_{fluid} = \frac{Ar}{1\,400 + 5{,}22 \cdot \sqrt{Ar}}$;

$$Ar = \frac{2^3 \cdot 10^{-9} \cdot (2\,300 - 1\,000) \cdot 1\,000 \cdot 9{,}81}{1 \cdot 10^{-6}} = 1 \cdot 10^{5};$$

$$\text{Re}_{fluid} = \frac{1 \cdot 10^{5}}{1\,400 + 5{,}22 \cdot \sqrt{1 \cdot 10^{5}}} = 32{,}8;$$

$$w_{\min} = \frac{32{,}8 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{2 \cdot 10^{-3} \cdot 1\,000} = 1{,}64 \cdot 10^{-2} \text{ [m/s]};$$

- **După diagrama de corelare** Ar=f(Li,ε), pentru valoarea criteriului Ar=10^{5}, criteriul Liascenko are valoarea: Li=$2 \cdot 10^{-1}$, de unde se poate calcula viteza de fluidizare:

$$w = \sqrt[3]{\frac{Li \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot \eta_f}{\rho_f^2}}; \qquad w = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 10^{-1} \cdot 9{,}81 \cdot (2\,300 - 1\,000) \cdot 10^{-3}}{10^{6}}} = 1{,}366 \cdot 10^{-3} \text{ [m/s]};$$

- Observaţie: Se poate vedea diferenţa dintre valorile obţinute pentru viteza minimă de fluidizare indicate de diferitele relaţii de calcul. Acest aspect apare frecvent în sistemele de proiectare din cauza condiţiilor diferite de deducere a acestor relaţii de calcul, a particularităţilor de aplicare şi acestea trebuie precizate atunci când se aplică fiecare tip de relaţie în parte.

- Pentru a ţine seama de aceste particularităţi, în lipsa unor precizări suplimentare, de regulă se face media aritmetică a acestor valori şi se continuă calculul cu această valoare.

- În acest caz:

$(4{,}2\cdot10^{-3}+1{,}64\cdot10^{-2}+1{,}366\cdot10^{-3})/3=8{,}87\cdot10^{-3}$ [m/s].

- $w_{min\ de\ fluidizare} = 8{,}87\cdot10^{-3}$ [m/s];

viteza de lucru la indice de fluidizare $K_w=2$, este de $w=2\cdot8{,}87\cdot10^{-3}=1{,}77\cdot10^{-2}$ [m/s];

b) Gradul de expandare se poate determina din diagrama Ar=f(Li, ε), din intersecţia valorii criteriului Liascenko la valoarea reală, ($1{,}77\cdot10^{-2}$ [m/s]), cu abscisa criteriului Arhimede cu valoarea 10^5:

$$Li=\frac{w_{sed}^3\cdot\rho_f^2}{\eta_f\cdot(\rho_s-\rho_f)\cdot g};\qquad Li=\frac{1{,}77^{\,3}\cdot10^{-6}\cdot10^{\,6}}{10^{-3}\cdot(2\,300-1\,000)\cdot9{,}81}=0{,}4348\approx0{,}44;$$

- **Din diagramă** se obţine: $\varepsilon=0{,}425$.

- Se poate **calcula porozitatea stratului,** (gradul de expandare) şi cu relaţia:

$$\varepsilon=\left(\frac{18\cdot\mathrm{Re}+0{,}36\cdot\mathrm{Re}^2}{Ar}\right)^{0{,}21};$$

$$Ar=\frac{d^3\cdot(\rho_s-\rho_f)\cdot\rho_f\cdot g}{\eta_f^2};\qquad Ar=\frac{2^3\cdot10^{-9}\cdot(2\,300-1\,000)\cdot1\,000\cdot9{,}81}{1\cdot10^{-6}}=1\cdot10^5;$$

$$\mathrm{Re}=\frac{w\cdot d_{ech}\cdot\rho_f}{\eta_f};\qquad \mathrm{Re}=\frac{1{,}77\cdot10^{-2}\cdot2\cdot10^{-3}\cdot10^{\,3}}{10^{-3}}=35{,}4;$$

$$\varepsilon=\left(\frac{18\cdot35{,}4+0{,}36\cdot35{,}4^2}{10^{\,5}}\right)^{0{,}21}=0{,}39.$$

- Observaţie: Apar iarăşi diferenţe între diferitele relaţii de calcul.

- Considerăm că valoarea rezultată din diagrama Li=f(Ar, ε) este mai aproape de realitate.

c) **Pierderea de presiune** în stratul fluidizat se calculează cu relaţia:

$\Delta p_{sf}=(\rho-\rho_m)\cdot g(1-\varepsilon)\cdot h=(\rho-\rho_m)\cdot g\cdot(1-\varepsilon_0)\cdot h_0$;

$\Delta p_{sf}=(2300-1000)\cdot9{,}81\cdot(1-0{,}4)\cdot0{,}5=3826$ [Pa].

- **Înălţimea stratului fluidizat** se determină cu relaţia:

$$h=\frac{(1-\varepsilon_0)}{(1-\varepsilon)}\cdot h_0\quad h=\frac{(1-0{,}4)}{(1-0{,}425)}\cdot0{,}5=0{,}522\ \text{[m]}.$$

d) Pentru Liascenko=0,44, criteriul Arhimede la transport este 90.

$$Ar=\frac{d^3\cdot(\rho_s-\rho_f)\cdot\rho_f\cdot g}{\eta_f^2};\qquad d=\sqrt[3]{\frac{\eta_f^2\cdot Ar}{(\rho-\rho_f)\cdot\rho_f\cdot g}};$$

$$d=\sqrt[3]{\frac{10^{-6}\cdot90}{(2\,300-1\,000)\cdot10^{\,3}\cdot9{,}81}}=0{,}000192\,[\mathrm{m}]=0{,}2\ [\mathrm{mm}].$$

e) Pentru $Ar=10^5$, criteriul Liascenko **pentru transport** are valoarea: $Li=10^3$;

$$Li=\frac{w_{sed}^3\cdot\rho_f^2}{\eta_f\cdot(\rho_s-\rho_f)\cdot g};\qquad w=\sqrt[3]{\frac{Li\cdot\eta_f\cdot(\rho_s-\rho_f)\cdot g}{\rho_f^2}};$$

$$w=\sqrt[3]{\frac{10^3\cdot10^{-3}\cdot(2\,300-1\,000)\cdot9{,}81}{1\,000^{\,6}}}=0{,}233\,[\mathrm{m/s}].$$

20. Să se calculeze temperaturile finale a următoarelor amestecuri, cu condiţia $Q_{-p}=0$.

a) 1 kg apă la 90 [°C] şi 1 kg apă la 20 [°C];

b) 1 kg apă la 90 [°C] şi 2 kg apă la 20 [°C];

c) 1 kg apă la 90 [°C] şi 3 kg apă la 20 [°C];

d) 1 kg apă la 90 [°C] şi n kg apă la 20 [°C].

Soluţia propusă:

Transport şi transfer termic la amestecarea fluidelor, cu final regim staţionar, cu cedare şi primire de căldură sensibilă, (schimbare de energie internă). Ecuaţia generală este cea de bilanţ termic:

$$m_c \cdot c_{pc} \cdot \Delta T_c = m_r \cdot c_{pr} \cdot \Delta T_r, \text{ unde: } c_{p\ \text{apă}} = 4185\ [\text{J/kg} \cdot \text{°K}].$$

a) $1 \cdot 4185 \cdot (90 - T_x) = 1 \cdot 4185 \cdot (T_x - 20)$, $T_x = 55$ [°C].

b) $1 \cdot 4185 \cdot (90 - T_x) = 2 \cdot 4185 \cdot (T_x - 20)$, $T_x = 43{,}333$ [°C].

c) $1 \cdot 4185 \cdot (90 - T_x) = 3 \cdot 4185 \cdot (T_x - 20)$, $T_x = 37{,}5$ [°C].

d) $1 \cdot 4185 \cdot (90 - T_x) = n \cdot 4185 \cdot (T_x - 20)$, $T_x = \frac{90+20 \cdot n}{(n+1)T_x}$, [°C].

Comentariu:

La amestecarea aceluiaşi fluid având temperaturi diferite, contează doar **raportul cantităţilor** de material şi **temperaturile iniţiale** ale cantităţilor.

21. Să se calculeze temperaturile finale a următoarelor amestecuri, cu condiţia $Q_{-p}=0$.

a) 1 kg apă la 90 [°C] şi 1 kg alcool izopropilic la 20 [°C];

b) 1 kg apă la 90 [°C] şi 2 kg alcool izopropilic la 20 [°C];

c) 1 kg apă la 90 [°C] şi 3 kg alcool izopropilic la 20 [°C];

d) 1 kg apă la 90 [°C] şi n kg alcool izopropilic la 20 [°C].

Soluţia propusă:

Transport şi transfer termic la amestecarea fluidelor, cu final regim staţionar, cu cedare şi primire de căldură sensibilă, (schimbare de energie internă). Ecuaţia generală este cea de bilanţ termic:

$$m_c c_{pc} \Delta T_c = m_r c_{pr} \Delta T_r,$$

unde: $c_{pc} = c_{p\ \text{apă}} = 4185$ [J/kg · °K]; cu valoare sensibil constantă;
$c_{pr} = c_{p\ \text{alcool izopropilic}}$. Această valoare variază puternic în intervalul 20–60 [°C]
$c_{\text{p aliz 20}} = 0{,}63 \cdot 4185$ [J/kg · °K]; $c_{\text{p aliz 50}} = 0{,}75 \cdot 4185$ [J/kg · °K];
$c_{\text{p aliz 30}} = 0{,}67 \cdot 4185$ [J/kg · °K]; $c_{\text{p aliz 60}} = 0{,}79 \cdot 4185$ [J/kg · °K];
$c_{\text{p aliz 40}} = 0{,}71 \cdot 4185$ [J/kg · °K]; $c_{\text{p aliz mediu 20–60}} = 0{,}71 \cdot 4185$ [J/kg · °K];

Calculul cu valoarea medie a căldurii specifice conduce la valorile:

a) $1 \cdot 4185 \cdot (90 - T_x) = 1 \cdot 0{,}71 \cdot 4185 \cdot (T_x - 20)$, $T_x = 60{,}93$ [°C].

b) $1 \cdot 4185 \cdot (90 - T_x) = 2 \cdot 0{,}71 \cdot 4185 \cdot (T_x - 20)$, $T_x = 48{,}92$ [°C].

c) $1 \cdot 4185 \cdot (90 - T_x) = 3 \cdot 0{,}71 \cdot 4185 \cdot (T_x - 20)$, $T_x = 42{,}36$ [°C].

d) $1 \cdot 4185 \cdot (90 - T_x) = n \cdot 0{,}71 \cdot 4185 \cdot (T_x - 20), T_x = \frac{90+20 \cdot 0{,}71 \cdot n}{(0{,}71 \cdot n+1) \cdot T_x}$ [°C].

Comentariu:

- La amestecarea a două fluide având temperaturi diferite, contează **raportul cantităţilor** de material, **temperaturile iniţiale** ale cantităţilor, dar şi **capacitatea calorică** a fluidelor.
- Cum apa are căldura specifică cea mai mare dintre lichide, amestecurile cu alte lichide vor avea temperatura mai mare decât dacă în locul lor s-ar găsi apă.
- Răcirea cu apă a lichidelor este o metodă eficientă, cantitatea de apă fiind mai mică decât cantitatea de lichid răcit şi reciproc, la încălzirea lichidelor cu apă este nevoie de cantităţi mai mici de apă caldă.

22. Să se calculeze temperaturile finale a următoarelor amestecuri, cu condiţia $Q_{\_p}=0$.

a) 1kg vapori de apă saturaţi la 100 [°C] şi 10 kg apă la 20 [°C];

b) 1kg vapori de apă saturaţi la 100 [°C] şi 4 kg apă la 20 [°C];

c) 1kg vapori de apă saturaţi la 100 [°C] şi câtă apă e necesară pentru a atinge temperatura de fierbere?

d) 1kg gheaţă la 0 [°C] şi 10 kg apă la 20 [°C].

Soluţia propusă:

Transport şi transfer termic la amestecarea fluidelor, cu final regim staţionar, cu cedare de căldură latentă, (sau/şi sensibilă) şi primire de căldură sensibilă. Ecuaţia generală este cea de bilanţ termic:

$$m_c \cdot r = m_r \cdot c_{pr} \cdot \Delta T_r,$$

unde: $c_{pc} = c_{p\ apă} = 4185$ [J/kg · °K]; cu valoare sensibil constantă;

$$r_{100}=2260 \text{ [kJ/kg]};$$

a) $1\cdot2266\cdot10^3=10\cdot4185\cdot(T_x-20)$; $T_x=74,14$ [°C].
a_1) $1\cdot2266\cdot10^3+1\cdot4185\cdot(100-T_x)=10\cdot4185\cdot(T_x-20)$; $T_x=76,37$ [°C].

Comentariu:

- Dacă se consideră **numai căldura latentă** de condensare cedată de vapori se ajunge la valoarea 74,14 [°C], utilă într-un calcul aproximativ.
- Considerând **şi căldura sensibilă** cedată de condensul provenit din vapori se ajunge la valoarea exactă, 76,37 [°C].

b) $1\cdot2266\ 10^3=4\cdot4185\cdot(T_{\_x}-20)$; $T_{\_x}=155,36$ [°C].

Comentariu:

- Din valoarea obţinută, mai mare decât temperatura de fierbere a apei, rezultă că întreaga cantitate de apă supusă încălzirii se vaporizează.

c) $1\cdot2266\cdot10^3=m_a\cdot4185\cdot(100-20)$; $m_a=6,75$ [kg].
Valoare necesară: $339,1\cdot10^3$ [J/kg], căldura latentă de topire a gheţii.

d) $10\cdot4185\cdot(20-T_x)=339,1\cdot10^3$; $T_x=11,897$ [°C] ≈ 12 [°C].
$d_{\_1}$) $10\cdot4185\cdot(20-T_x)=339,1\cdot10^3+1\cdot4185\cdot(T_x-0)$; $T_x=10,81$ [°C] ≈ 11 [°C].

Comentariu:

Se vede şi aici diferenţa între calculul aproximativ şi cel exact.

23. Să se calculeze şi să se comenteze forţa motrice la transferul termic pentru sistemele reprezentate de schemele de circulaţie desemnate alături.

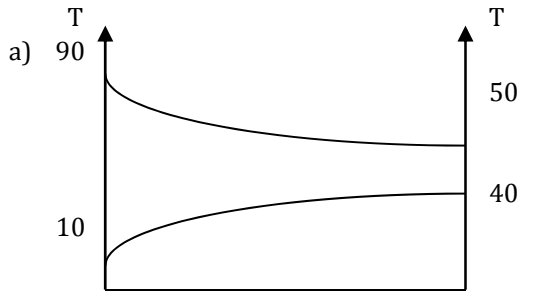
Soluţia propusă:

- Pentru **sisteme staţionare** ecuaţiile de calcul sunt:

1) $\Delta T_{med} = \dfrac{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}}{\ln \dfrac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}}} = \Delta T_{med} = \dfrac{\Delta T_M - \Delta T_m}{\ln \dfrac{\Delta T_M}{\Delta T_m}}$;

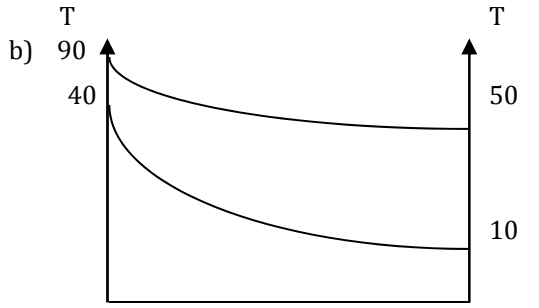
2) $\Delta T_{util} = \left(T_{cald} - T_{rece}\right) = \Delta T_{util} = \left(T_M - T_m\right)$;

a)



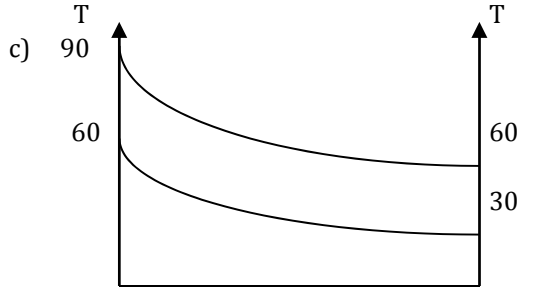
$$\Delta T_{ec} = \frac{80 - 10}{\ln \dfrac{80}{10}} = 33{,}66\,[°C].$$

b)



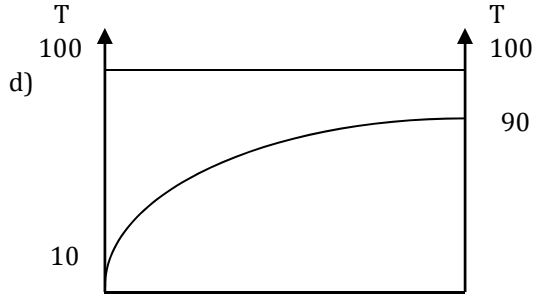
$$\Delta T_{cc} = \frac{50 - 40}{\ln \dfrac{50}{40}} = 44{,}8\,[°C].$$

c)

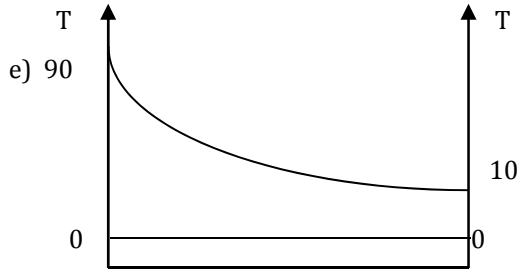


$$\Delta T_{util} = (90 - 60) = 30\,[°C].$$

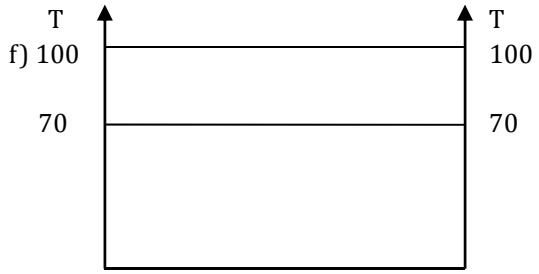
d)



$$\Delta T_{med} = \frac{90 - 10}{\ln \dfrac{90}{10}} = 36{,}4\,[°C].$$



$$\Delta T_{med} = \frac{90-10}{\ln\frac{90}{10}} = 36{,}4\,[°\text{C}].$$



$$\Delta T_{util} = (100-70) = 30\,[°\text{C}].$$

Comentariu:

Pentru valori identice sau comparabile, forţa motrice medie logaritmică la transmiterea căldurii evoluează în sens descrescător în funcţie de sensul de circulaţie al fluidelor astfel:

- contracurent 100%;
- un fluid la potenţial constant 81%;
- echicurent 75%;
- potenţiale constante 66,85%.
- Este evident că la aceeaşi valoare a coeficientului total de transfer termic şi a ariei de transfer, cantităţile de căldură transmise sunt proporţionale cu aceste procente, generate de specificul forţei motrice şi a circulaţiei fluidelor.

24. Să se calculeze suprafaţa teoretică necesară unui schimbător de căldură în care se încălzeşte un debit de 10 [t/h] apă de la 20 [°C] la 80 [°C] utilizând ca agent termic:

a) abur saturat cu $T = 100$ °C,

b) un fluid cald cu $T_i = 100$ [°C] şi $T_e = 50$ [°C]. În ambele cazuri se consideră $K = 488$ [W/m²·°K].

Soluţia propusă:

Cantitatea de căldură sensibilă necesară încălzirii apei între limitele impuse se transferă prin suprafaţa A de la agentul cald la cel rece conform **relaţiei generale de bilanţ şi transfer termic:**

$$Q_{ced} = Q_{transf} = Q_{primit} + Q_{pierderi}.$$

Căldura totală necesară, Q, este **căldură sensibilă**:

$Q=m\_a \cdot c\_pa \cdot \Delta T\_a$;

$Q=10\,000 \cdot 4185 \cdot (80-20) = 2511 \cdot 10^6$ [J/h].

Suprafaţa de schimb termic**, A,** se determină din relaţia de transfer de căldură: $Q=K \cdot A \cdot \Delta T_m \cdot \tau$;

adică: $A = \dfrac{Q}{K \cdot \Delta T_m \cdot \tau}$.

Forţa motrice medie logaritmică, $\Delta T_{\_med}$, se determină din relaţia sa de definiţie: $\Delta T_{med} = \frac{\Delta T_M - \Delta T_m}{\ln \frac{\Delta T_M}{\Delta T_m}}$,

unde ΔT_M şi ΔT_m sunt diferenţele maxime şi minime de temperatură la capetele schimbătorului.

a) - **Diagrama termică** în acest caz este:

100 °C ⟶ 100 °C

$\Delta T_{M=}$80 [°C] $\Delta T_{\_m}$=20 [°C]

20 °C ⟶ 80 °C

- **Forţa motrice medie** este: $\Delta T_{med} = \frac{80-20}{\ln \frac{80}{20}} = 43{,}3\,[°C]$;

- **Suprafaţa necesară** este: $A = \frac{2\,511 \cdot 10^6}{488 \cdot 43{,}3 \cdot 3\,600} = 33\ [m^2]$.

b) - **Diagrama termică** în acest caz este:

100 °C ⟶ 50 °C

$\Delta T_{m=}$20 [°C] ΔT_M=30 [°C]

80 °C ⟵ 20 °C

- **Forţa motrice medie** este: $\Delta T_{med} = \frac{30-20}{\ln \frac{30}{20}} = 24{,}66\,[°C]$;

- **Suprafaţa necesară** este: $A = \frac{2\,511 \cdot 10^6}{488 \cdot 24{,}66 \cdot 3\,600} = 120{,}3\,[m^2]$.

25. Să se determine timpul de încălzire a 5 [m^3] de amestec de reacţie cu proprietăţile apei de la 20 la 70 [°C] aflat într-un reactor, dacă se utilizează vapori saturaţi la 100 [°C]? Căldura necesară reactorului se estimează la 20 [%] din căldura schimbată, $A = 12$ [m^2], $K = 500$ [W/m^2·°K].

Soluţia propusă:

Căldura necesară pentru încălzire este **căldură sensibilă**:

$Q_{primită}=1{,}2 \cdot m_r \cdot c_{pr} \cdot \Delta T_r$ $Q_{primită}=1{,}2 \cdot 5 \cdot 10^3 \cdot 4185 \cdot (70-20)=125{,}55 \cdot 10^7$ [J].

- Căldura cedată de agentul cald este considerată **numai căldura latentă**:

$Q_{cedată}=Q_{primită}$.

- Diagrama termică indică un regim **pseudostaţionar**, unul dintre fluxuri având temperatura constantă:

100 [°C] ⟶ 100 [°C]

ΔT_M=80 [°C] ΔT_m=30 [°C].

20 [°C] ⟶ 70 [°C]

$\Delta T_{med}=(\Delta T_M - \Delta T_m)/\ln(\Delta T_M/\Delta T_m)$; $\Delta T_{med}=(80-30)/\ln(8/3)=50{,}977 \approx 51$ [°C].

$Q=K \cdot A \cdot \Delta T_{\_med} \cdot \tau$ $\tau = \frac{125{,}55 \cdot 10^7}{500 \cdot 12 \cdot 51} = 4103$ [s]=68 [min]=1 [h] şi 8 [min].

$m_c \cdot r_{100}=1{,}2 \cdot m_r \cdot c_{pr} \cdot \Delta T_r$; $r_{100}=2260$ [kJ/kg].

$m_c = \frac{Q_{primit}}{r_{100}}$; $m_c = \frac{125{,}55 \cdot 10^7}{2\,260 \cdot 10^3} = 555{,}53$ [kg].

26. Într-un bioreactor cilindric cu diametrul $D = 1$ [m], fermentează complet şi uniform timp de 48 de ore o şarjă de 1 [m^3] amestec ce degajă 10^9 [kJ]. Ştiind că temperatura amestecului trebuie ţinută la 18 [°C], să se estimeze debitul de apă de răcire cu caracteristicile: $T_i = 12$ [°C] şi $T_e = 16$ [°C], $K = 800$ [W/m^2·°K] necesare procesului.

Soluţia propusă:

Din **bilanţul termic** şi **datele de transfer** se determină parametri solicitaţi.

$Q_{ced}=Q_{transferat}=Q_{primit}+Q_{pierderi}$.

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H_l; \qquad H_l = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2}; \qquad H_l = \frac{4 \cdot 1}{\pi \cdot 1^2} = 1{,}274 \text{ [m]};$$

Aria de transfer, considerând mantaua vasului la nivelul lichidului, este;

$$A = \pi \cdot D \cdot \left(\frac{D}{4} + H_l \right); \qquad A = \pi \cdot 1 \cdot \left(\frac{1}{4} + 1{,}274 \right) = 4{,}785 \text{ [m}^2\text{]}.$$

Forţa motrice la transferul termic este:

$$\Delta T_{med} = \frac{\Delta T_M - \Delta T_m}{\ln \frac{\Delta T_M}{\Delta T_m}}; \qquad \Delta T_{med} = \frac{6-2}{\ln \frac{6}{2}} = 3{,}64 \text{ [°C]}.$$

18 [°C] ⟶ 18 [°C]

ΔT_M=6 [°C] ΔT_m=2 [°C].

12 [°C] ⟶ 16 [°C]

Cantitatea de apă de răcire primeşte căldură sensibilă. Se poate estima o pierdere de căldură, dar pentru un calcul acoperitor se va considera $Q_{pierderi}$=0.

$$m_{apa\ racire} = \frac{Q}{c_{p\ apa} \cdot \Delta T_{apa}}; \qquad m_{apa\ racire} = \frac{10^9}{4\,185 \cdot (16-12)} = 59{,}74 \cdot 10^3 \approx 60 \cdot 10^3 \text{ [kg]},$$

sau un debit de $60 \cdot 10^3$:48=1250 [kg/h], 20,83 [kg/min] sau 0,347 [kg/s].

27. Câtă căldură poate prelua un debit de apă de răcire care se încălzeşte de la 15 la 25 [°C] printr-o suprafaţă de 7 [m^2] care are $K = 500$ [W/$m^2 \cdot$ °K] pentru a menţine temperatura celuilalt fluid constantă la 34 [°C]?

Soluţia propusă:

Căldura se determină din bilanţul termic şi datele de transfer:

Căldura ajunsă la apă **este cea transferată** prin perete:

$$Q_{cedat} = Q_{primit} = Q_{transferat} = K \cdot A \cdot \Delta T_{med};$$

Forţa motrice la transferul termic este:

$$\Delta T_{med} = \frac{\Delta T_M - \Delta T_m}{\ln \frac{\Delta T_M}{\Delta T_m}}; \qquad \Delta T_{med} = \frac{19-9}{\ln \frac{19}{9}} = 13{,}4 \text{ [°C]}.$$

34 [°C] ⟶ 34 [°C]

ΔT_M=19 [°C] ΔT_m=9 [°C].

15 [°C] ⟶ 25 [°C]

Q=500·7·13,4=46 900 [W].

Comentariu:

Se poate determina debitul necesar de apă de răcire:

$$M = \frac{46\,900}{4185 \cdot (25 - 15)} = 1{,}12 \text{ [kg/s]}.$$

28. Să se calculeze timpul de încălzire şi cantitatea de abur necesară pentru sterilizarea substratului de fermentaţie a unui bioreactor cu capacitatea utilă de 6 [m^3], suprafaţa de transfer termic de 16 [m^2], $K = 1000$ [$W/m^2 \cdot °K$], greutatea reactorului este de 3 [t], temperatura de sterilizare este de 120 [°C], aburul de încălzire are 4 [ata] şi pierderile termice sunt de 5 [%].

Soluţia propusă:

Din relaţia combinată de bilanţ şi transfer se determină timpul:

$$Q_{\text{cedat}} = Q_{\text{transferat}} = Q_{\text{primit}} + Q_{\text{pierderi}}\,.$$

Căldura **cedată de abur** este **căldură latentă**:

$$Q_{\text{cedat}} = m_{\text{abur}} \cdot r_{\text{abur 4 ata}}\,.$$

- Căldura **transferată** este: $Q_{\text{transferat}}=K\cdot A\cdot \Delta T_{\text{med}}\cdot\tau$;

$$\Delta T_{med} = \frac{\Delta T_M - \Delta T_m}{\ln\frac{\Delta T_M}{\Delta T_m}}; \qquad \Delta T_{med} = \frac{122{,}9 - 22{,}9}{\ln\frac{122{,}9}{22{,}9}} = 59{,}5\,[°C].$$

142,9 [°C] ⟶ 142,9 [°C]

T_M=122,9 [°C] ΔT_m=22,9 [°C]

20 [°C] ⟶ 120 [°C]

- Căldura **primită** de ansamblul substrat+reactor este **căldură sensibilă**:

$Q_{\text{primit}}=Q_{\text{reactor}}+Q_{\text{substrat}}$; $Q_{\text{primit}}=m_r\cdot c_{pr}\cdot\Delta T_r+m_s\cdot c_{ps}\cdot\Delta T_s$

$Q_{\text{primit}}=3000\cdot500\cdot(120-20)+6000\cdot4185\cdot(120-20)=(15+251{,}1)\cdot10^7$ [J];

$Q_{\text{primit}}=266{,}1\cdot10^7$ [J].

Timpul de încălzire este:

$$\tau = \frac{1{,}05 \cdot 266{,}1 \cdot 10^7}{1000 \cdot 16 \cdot 59{,}5} = 2935\ [\text{s}] = 59\ [\text{min}].$$

Cantitatea de abur necesară este:

$$m_{abur} = \frac{1{,}05 \cdot 266{,}1 \cdot 10^7}{2141 \cdot 10^3} = 1305\ [\text{kg}].$$

Comentariu:

Aburul de 4 [ata] are caracteristicile: $T = 142{,}9$ [°C], $r = 2141$ [kJ/kg].

29. Se concentrează într-un vas deschis o soluţie de la 20 [°C], 0,8 [%] concentraţie şi $T_{fierb} = 101$ [°C] până la 40 [%] şi $T_{fierb} = 125$ [°C] utilizând abur saturat de 3 [ata] cu umiditatea de 5 [%] şi 1 [%] gaze necondensabile. Ştiind că soluţia iniţială are 1,3 [t], cazanul are 800 [kg] şi este din oţel inoxidabil, iar pierderile termice sunt de 20 [%], să se determine cantitatea de abur necesară.

Soluţia propusă:

Cantitatea de abur se determină din bilanţul termic:

$$Q_{cedat} = Q_{primit} + Q_{pierderi}.$$

Căldura cedată este **căldură latentă:**

$$Q_{cedat} = m_{abur} \cdot r_{abur\ 3\ ata}.$$

Căldura primită de sistem este căldura necesară încălzirii soluţiei şi cazanului până la punctul de fierbere, **căldură sensibilă**, plus cea necesară vaporizării apei pentru a atinge concentraţia impusă, **căldură latentă**, plus cea necesară acoperirii **pierderilor**:

$$Q_{primit} = Q_{înc\ sol} + Q_{înc\ cazan} + Q_{vap} + Q_{pierderi}$$

$$Q_{primit} = m_s \cdot c_p s \cdot \Delta T_s + m \cdot c_{cp\ oţel} \cdot \Delta T_{oţel} + m_v \cdot r_{v1ata} + Q_{pierderi}$$

$$Q_{primit} = 1300 \cdot 4185 \cdot (101 - 20) + 800 \cdot 500 \cdot (101 - 20) + 1274 \cdot 2260 \cdot 10^3 + Q_{pierderi}$$

$$Q_{primit} = 1{,}2 \cdot (440{,}7 \cdot 106 + 32{,}4 \cdot 106 + 2879{,}25 \cdot 10^6) = 4022{,}82 \cdot 10^6 \text{ [J]}$$

$$m_{abur} = \frac{4022{,}82 \cdot 10^6}{0{,}95 \cdot 0{,}99 \cdot 2171 \cdot 10^3} = 1970 \text{ [kg]}.$$

Comentariu:

S-a considerat căldura specifică a soluţiei diluate egală cu a apei. Calculată mai exact valoarea este apropiată:

$$c_d = 4185 \cdot (1 - x);\ c_d = 4185 \cdot (1 - 0{,}008) = 4151{,}5 \text{ [J/kg} \cdot \text{°K]};$$

Cantitatea de apă vaporizată se determină cu relaţia:

$$m_v = m_s \cdot \left[1 - \left(\frac{x_d}{x_c}\right)\right];\quad m_v = 1300 \cdot \left[1 - \left(\frac{0{,}008}{0{,}40}\right)\right] = 1274 \text{ [kg]}.$$

30. Să se calculeze suprafaţa schimbătorului de căldură ce răceşte gazele, (aerul), cu un debit de 3600 [Nm^3/h] de la 150 [°C] utilizând în contracurent apă de răcire între 10 şi 60 [°C], pierderile de căldură fiind de 10 [%] din căldura schimbată.

Soluţia propusă:

$$Q_{cedat} = Q_{transferat} = Q_{primit} + Q_{pierderi}$$

$Q_{cedat}=m \cdot c_p \cdot \Delta T$; $Q_{cedat}=2000 \cdot 1{,}293 \cdot (29/28{,}9) \cdot 10^3 \cdot (150 - 50) \approx 2{,}6 \cdot 10^8$ [W/h];

$Q_{pierderi}=0{,}1 \cdot 2{,}6 \cdot 10^5 = 0{,}26 \cdot 10^8$ [W/h];

$Q_{transferat}=Q_{primit}=Q_{cedat}-Q_{pierderi}$

$Q_{transferat}=2{,}6 \cdot 10^5 - 0{,}26 \cdot 10^5 = 2{,}34 \cdot 10^8$ [W/h];

Diagrama termică: 150 [°C] 50 [°C]

60 [°C] 10 [°C]

$\Delta T_{med}=(\Delta T_M - \Delta T_m)/\ln(\Delta T_M/\Delta T_m)$;

$\Delta T_{med}=(90 - 40)/\ln(90/40)=61{,}65$ [°C]

Din diagram pentru determinarea lui K: K=50 [$W/m^2 \cdot$°K];

$Q_{transferat}=K \cdot A \cdot \Delta T_{med}$ $A=Q_{transferat}/K \cdot \Delta T_{med}$

$A=2{,}34 \cdot 10^8/3600 \cdot 50 \cdot 61{,}65=21$ [m^2].

31. Într-un vas încălzit electric şi termostatat se găseşte o cantitate de 5 [l] apă la 80 [°C]. În apă se introduc 1,5 [kg] creamwurst, ($c_p = 1100$ [J/kg · °K]), cu temperatura de 4 [°C]. În câte minute vor fi fierţi creamwurt-ii dacă rata de creştere a temperaturii este de 5 [°C/min] şi timpul optim de fierbere la 80 [°C] este de 5 minute?

Soluţia propusă:

Se face bilanţul termic pe aparat: $Q_{cedat}=Q_{primit}$;

$m_a \cdot c_{pa} \cdot \Delta T_a = m_c \cdot c_{pc} \cdot \Delta T_c$;

$5 \cdot 4185 \cdot (80 - T_x) = 1{,}5 \cdot 1100 \cdot (T_x - 4)$; $T_x=74{,}44$ [°C] ≈ 74,5 [°C].

(80 – 74,5)=5,5 [°C];

- Timpul de revenire la 80 [°C] este de 1 [min] şi 6 [s].
- Timpul total este: 5 [min]+1 [min] şi 6 [s]=6 [min] şi 6 [s].

32. Într-un turn de spălare se purifică 3600 [Nm^3/h] gaze cu 3 [%] $NO_{\_2}$ prin spălare cu suspensie de var stins, $Ca(OH)_2$, având concentrația de 5 [%] solid, cu debit de 1,2 ori mai mare decât cel teoretic. $Ca = 40$ [g/atom gram]; $H = 1$ [g/atom gram]; $O = 16$ [g/atom gram]; $N = 14$ [g/atom gram];

Soluția propusă:

$Ca(OH)_2 + 2\,NO_2 + ½\,O_2 = Ca(NO_3)_2 + H_2O$

$Ca(OH)_2$=74 [kg/kmol]; NO_2=46 [kg/kmol], 22,4 [Nm^3/kmol]; H_2O=18 [kg/kmol];

$Ca(NO_3)_2$=164 [kg/kmol]; Cantitatea orară de NO_2: $3600 \cdot 3/100 = 108$ [Nm^3/h];

Cantitatea stoichiometrică, (teoretică), orară necesară de $Ca(OH)_2$: $74 \cdot 108/2 \cdot 22{,}4 = 16{,}875 \approx 17$ [kg];

Cantitatea practică orară de $Ca(OH)_2$ utilizată: $17 \cdot 1{,}2 = 20{,}4$ [kg];

Cantitatea zilnică necesară de $Ca(OH)_2$: $20{,}4 \cdot 24 = 489{,}6$ [kg/zi];

Cantitatea de suspensie 5 [%] necesară zilnic. 9792 [kg/zi].

33. Pentru determinarea capacității de schimb ionic a unui material s-a imersat sub agitare 100 [g] de material în 500 [ml] de soluție $CaCl_{20,1}N$. După stabilirea echilibrului, concentrația soluției s-a stabilit a fi 0,02 N. Care este capacitatea de schimb ionic a materialului.

Soluția propusă:

Capacitatea de schimb ionic este dată de relația [mech. g/g], [mval/g] .

Masele atomice: Ca=40; Cl=35,5; Masa molară=111,0 [g/mol]; Ech. g=55,5 [val/g];

Cantitatea schimbată de Ca: $(0{,}1 - 0{,}02) \cdot 0{,}5 = 0{,}08 \cdot 0{,}5 = 0{,}4$ [ech. g], sau [val].

Capacitatea de schimb ionic: 0,4:100=0,004 [ech. g/g]=4 [mech.g/g], [mval/g].

34. O coloană cu schimbători de ioni R^+X^- cu caracteristicile: $\rho_{vrac} = 1100$ [Kg/m^3] şi capacitatea de schimb 2,5 [mval/g] şi cu dimensiunile părții active $H = 2$ [m] şi $D = 1$ [m], reține ionii cian, (CN^-), dintr-un flux de 1 [m^3/h] ape uzate cu concentrația 0,2 [g/l]. Să se determine timpul de epuizare a coloanei dacă se utilizează pentru siguranță numai 85 [%] din capacitatea coloanei.

Soluția propusă:

Timpul de epuizare depinde de capacitatea totală de reținere ionică a coloanei şi de cantitatea de cianuri vehiculată.

Limita maximă admisă a ionilor CN^- în apele reziduale este de: 0,1 [mg/dm^3];

Cantitatea ce trebuie reținută este: $0{,}2 - 0{,}0001 = 0{,}1999 \approx 0{,}2$ [g/l], adică 200 [mg/l];

Cantitatea reținută orar: $0{,}2 \cdot 1000 = 200$ [g];

Masa atomică: $C = 12$, $N = 14$, $CN^- = 26$ [ion g/ion] = 26 [ech. g], [val];

Cantitatea echivalentă reținută orar, (c.e.r.o.): $\frac{200}{26} = 7{,}692$ [ech. g];

Volumul de schimbător de ioni: $V = (\pi \cdot D^2 \cdot H/4) = (3{,}14 \cdot 1^2 \cdot 2/4) = 1{,}57$ [m^3];

Masa de schimbător de ioni: $M = V \cdot \rho_{vrac} = 1{,}57 \cdot 1100 = 1356$ [kg];

Masa de schimbător efectiv utilizată: $M_{ef} = M \cdot \varphi = 1356 \cdot 0{,}85 = 1153$ [kg];

Cantitatea de CN^- posibil a fi reținută: $M_{CN} = M_{ef}$·cap. sch.; M_{CN}=1153·2,5·10^3=2882,5·10^3 [mech. g];

Timpul de epuizare: $\tau = M_{\_CN}/$(c.e.r.o.); τ=2882,5·10 ^{3}/7692=374 ore şi 50 minute, adică: 15 zile, 14 ore şi 24 minute.

35. O coloană cu granule de cărbune activ cu caracteristicile: H=2 [m] şi D=1 [m], reține vapori de benzen dintr-un flux de 500 [Nm^3/h] aer uzat 100 [mg/Nm^3]. Să se determine timpul de epuizare a coloanei dacă se utilizează pentru siguranță numai 90 [%] din capacitatea coloanei.

Soluția propusă:

Timpul de epuizare depinde de capacitatea totală de adsorbție a coloanei şi de cantitatea de benzen vehiculată.

Limita maximă admisă a benzenului în aer este de: 0,1 [ppm];

Cantitatea ce trebuie reținută este: $100 - 0{,}1 = 99{,}9 \approx 100$ [mg/Nm^3];

Cantitatea reținută orar, (c.r.o.): $100 \cdot 500 = 50\,000$ [mg] = 50 [g];

Volumul de adsorbant: $V = \left(\pi \cdot D^2 \cdot \frac{H}{4}\right); V = \left(3{,}14 \cdot 1^2 \cdot \frac{2}{4}\right) = 1{,}57$ [m^3];

Masa de adsorbant: $M = V \cdot \rho_{vrac} = 1{,}57 \cdot 900 = 1413$ [kg];

Masa de schimbător efectiv utilizată: $M_{ef} = M \cdot \varphi$; $M_{ef} = 1413 \cdot 0{,}90 = 1271{,}7 \approx 1272$ [kg];

Cantitatea de benzen posibil a fi reținută: $M_{Bz} = M_{ef}$·cap. ads.; $M_{Bz} = 1272 \cdot 0{,}19 = 241{,}7$ [kg];

Timpul de epuizare: $\tau = M_{Bz}/(c.r.o) = 241{,}7/0{,}05 = 4833$ ore şi 36 minute, adică: 201 zile, 9 ore şi 36 minute.

Probleme propuse spre rezolvare

1. Să se determine regimul de curgere a aerului la 50 [°C] şi 800 [mm Hg] printr-un canal cu secţiune dreptunghiulară cu dimensiunile: L=300 [mm], l=150 [mm] cu un debit de 3600 [Nm^3/h].

2. Un manometru în formă de U cu mercur este ataşat la o conductă orizontală. Care este diferenţa de presiune dintre punctele de ataşare dacă denivelarea manometrică este de 20 mm iar prin conductă circulă:

a) apă la 20 [°C];

b) aer la 20 [° C] şi presiune atmosferică?

3. La ce înălţime se va ridica apa în ţeava verticală a unui condensator barometric dacă manometrul indică un vid de 0,3 [at] şi presiunea atmosferică este de 710 [mm Hg]? Să se calculeze presiunea absolută din aparat exprimată în [Pa], [mm Hg], [at], [ata] şi [bar].

4. Să se determine regimul de curgere a apei la 20 [°C] în spaţiul dintre ţevile unui schimbător de căldură tip „ţeavă în ţeavă" şi a motorinei care curge prin ţeava schimbătorului, cunoscând dimensiunea ţevilor: $Ø = 56 \times 2$ [mm] şi $Ø = 34 \times 3$ [mm], densitatea şi viscozitatea motorinei, $\rho_{\text{motorină}} = 850$ [Kg/m^3], $\eta_{\text{motorină}} = 5{,}3.10^{-3}$ [$Pa \cdot s$], precum şi faptul că debitele fluidelor sunt egale: $Q_M = 0{,}25$ [kg/s].

5. Un ventilator trimite aer atmosferic la 20 [°C] printr-o conductă cu diametrul $Ø = 205 \times 2{,}5$ [mm] şi lungimea de 75 [m] într-o coloană cu umplutură cu diametrul $D = 1$ [m] şi $H = 2{,}5$ [m]. Să se calculeze puterea necesară ventilatorului dacă umplutura are volumul liber $\varepsilon = 0{,}65$ [m^3/m^3], suprafaţa specifică $\sigma = 625$ [m^2/m^3], debitul de aer este de 10 000 [Nm^3/h] iar pierderea de presiune proprie ventilatorului este de $\Delta p_{ventilator} = 0{,}6$ [m coloană de apă].

6. Dintr-un vas cu nivel constant curge apă la 20 [°C] printr-o conductă orizontală cu diametrul $Ø = 21{\times}2$ [mm]. Pe conducta orizontală, la distanţa de 1 [m] între ele sunt plasate două tuburi piezometrice, în care apa se ridică la $h_1 = 180$ [mm] respectiv $h_2 = 175$ [mm]. Ştiind că la capătul conductei se colectează 3 [l] apă în decurs de 30 [s], să se determine coeficientul de frecare în conductă. Să se compare valoarea calculată din aceste date experimentale cu cel rezultat din date teoretice.

7. Printr-o conductă orizontală cu diametrul de $Ø = 46{\times}3$ [mm] şi lungimea de 100 [mm] trece un debit de aer de 220 [kg/h] la temperatura de 60 [°C]. Ştiind că presiunea la ieşirea din conductă este de 670 [mm Hg], să se calculeze pierderea de presiune din conductă.

8. Să se determine vitezele critice ale apei, aerului şi uleiului mineral care circulă prin ţevi cu diametrul $Ø = 51{\times}2{,}5$ [mm] la 40 [°C], $\rho_{ulei} = 950$ [Kg/m^3], $\eta_{ulei} = 42.10^{-3}$ [$Pa \cdot s$].

9. Dintr-un vas cu nivel constant de 0,5 [m] curge apă la 20 [°C] printr-o conductă orizontală cu diametrul $Ø = 21{\times}2$ [mm]. Pe conducta orizontală, la distanţa de 100 [m] de vas este plasat un tub piezometric, în care apa se ridică la $h_1 = 250$ [mm]. Ştiind că la capătul conductei se colectează 5 [l] apă în decurs de 60 [s], să se determine coeficientul de frecare în conductă.

10. Care este diametrul critic al particulelor de argilă care sedimentează în apă la 30 [°C] la limita regimului laminar?

11. Care este viteza de sedimentare a cenuşii de zgură cu dimensiunea de 15 [μm] ce sedimentează în aer la 500 [°C]?

12. Să se găsească relaţia criterială pentru sedimentarea particulelor solide într-un mediu fluid.

13. Să se compare în aceleaşi condiţii vitezele de sedimentare a particulelor de şist cu diametrul echivalent de 3 [mm] dar având forme diferite: sferă, rotunjită, colţuroasă, alungită, lamelară.

14. Să se determine viteza de transport a particulelor de gips cristalizat cu diametrul 3 [mm] de către aer cu temperatura de 150 [°C], dacă se consideră viteza de transport = 1 ,3 × viteza de antrenare a particulei.

15. Într-un bazin decantor discontinuu cu dimensiunile 3 [m]×3 [m]×1,2 [m] cu un coeficient de umplere de 80 [%] şi concentraţia de 5 [%] se prelucrează o suspensie apoasă de argilă. Să se determine productivitatea zilnică a aparatului, [kg/zi], dacă dimensiunea particulelor reţinute este de 10 [μm] pe timp de vară, temperatura medie fiind de 25 [°C] şi pe timp de iarnă când temperatura medie este de 5 [°C].

16. Să se determine diametrul decantorului circular continuu care tratează 1000 [m^3/h] suspensie apoasă de argilă dacă dimensiunea impusă particulelor este de 15 [μm], la temperatura apei de 25 [°C].

17. Să se determine dimensiunile particulelor de argilă şi cuarţ care se depun într-un canal cu lungimea de $L = 100$ [m], lăţimea de $l = 3$ [m] şi adâncimea apei la 15 [°C] de 300 [mm] la debitele de: 100 [m^3/h], 500 [m^3/h], 1000 [m^3/h] şi 5000 [m^3/h].

18. Să se determine diametrul decantorului pentru separarea suspensiei de gips cristalizat cu debitul de 80 [t/h] şi concentraţia iniţială de 5 [%] $Ca\,SO_4 \cdot 2H_2O$, diametrul particulei reţinute fiind de 40 [μm], temperatura amestecului este de 22 [°C] şi umiditatea nămolului, (şlamului) este de 70 [%].

19. Care este diametrul particulelor de caolin care scapă dintr-un decantor circular cu diametrul de 50 [m] în care se tratează apă potabilă cu un debit de 1000 [m^3/h]?. Dar dacă debitul este de 5 ori mai mare? Cum se modifică diametrele particulelor pentru operarea pe timp de vară, 20 [°C] şi de iarnă, 5 [° C]?

20. Să se afle raportul diametrelor particulelor de galenă, (PbS) şi de cuarţ care sedimentează cu aceeaşi viteză în apă la 20 [°C] şi în aer la 20 [°C], considerând regimul laminar de sedimentare.

21. Care este diametrul critic al particulelor de argilă care sedimentează în apă şi în aer la 20 [°C] în regim laminar?

22. Care este viteza de sedimentare a cenuşii de zgură cu diametrul de 20 [μm], ce sedimentează în apă la 20 [°C] şi în aer la 500 [°C] ?

23. Să se demonstreze identitatea relaţiilor de calcul pentru decantoarele continue:

$$S_{sed} = G_i\left[1 - \left(\frac{c_i}{c_f}\right)\right]/\rho \cdot w_{sed} \text{ şi } S_{sed} = V_0\left[\frac{x_f - x_i}{x_f \cdot w_{sed}}\right],$$

unde: G_i este debitul masic iniţial, [kg/s];
c_i şi c_f sunt concentraţiile iniţiale şi finale ale suspensiei, [kg/kg];
ρ este densitatea lichidului, [Kg/m^3];
V_0 este debitul volumic de lichiddin suspensia iniţială, [m^3/s];
x_i şi x_f sunt concentraţiile iniţiale şi finale ale suspensiei şi nămolului, [kg/kg].

24. Să se determine diametrul maxim al particulelor de caolin care sedimentează în apă şi aer în regim intermediar la 20 [°C].

25. Să se determine dimensiunile particulelor de argilă şi cuarţ care pot fi antrenate la 10 [°C] de un curent de apă având viteza de: 0,001 [m/s]; 0,01 [m/s]; 0,1 [m/s]; 0,1 [m/s]; 0,2 [m/s]; 0,3 [m/s]; 0,5 [m/s] şi 1 [m/s].

26. Să se determine viteza de sedimentare în apă la 15 [°C] a particulelor provenite de la exploatarea aurului cu diametrul de 1,1 [mm]. Compoziţia acestora: pirită, (formă cubică), micaşist, (formă lamelară), granit, (formă globulară), cuarţ, (formă aciculară).

27. Ce diametru echivalent au particulele provenite de la exploatarea aurului dacă sedimentează cu aceeaşi viteză de 0,1 [m/s]? Compoziţia acestora: pirită, (formă cubică), micaşist, (formă lamelară); granit, (formă globulară); cuarţ, (formă aciculară).

28. Să se determine timpul de limpezire a apei dintr-o fântână având apa cu adâncimea de 3 [m]. Temperatura apei este de 10 [°C], particulele de argilă sunt vizibile începând cu 5 [μm].

29. Să se determine lungimea decantorului longitudinal din care particula maximă de caolin care scapă are diametrul de 10 [μm]. Debitul de suspensie este de 100 [m^3/h], temperatura apei este de 15 [°C], lăţimea decantorului este de 6 [m], iar stratul de „limpede" măsoară 50 [mm].

30. Să se determine diametrul particulei de calcar care scapă dintr-un decantor longitudinal cu dimensiunile: $L = 15$ [m], $l = 5$ [m], h=70 [m], temperatura suspensiei este de 20 [°C], iar debitul prelucrat este de 50 [m^3/h].

31. Să se determine diametrul particulelor de cărbune care sunt clasate într-un separator hidraulic longitudinal. Acesta are patru camere de câte 1 [m] lungime şi ultima cameră are 5 [m] lungime, lăţimea sa este de 8 [m], temperatura de lucru este de 15 [°C], iar debitul de suspensie este de 500 [m^3/h].

32. Să se determine debitul maxim acceptat pentru un decantor longitudinal care separă nisipul cu diametrul de 10 [μm] de apa la 10 [°C]. Decantorul are dimensiunile: $L = 10$ [m], $l = 3$ [m], $h = 50$ [m], iar viteza de sedimentare reală este jumătate din viteza de sedimentare teoretică.

33. Să se determine debitul suspensiei de fosforit ce poate fi tratată într-un decantor conic cu raza de 10 [m] utilizat în mod obişnuit pentru separarea particulelor de pirită din apă la un debit de 100 [m^3/h]. Să se evalueze situaţia prin calcul.

34. Să se determine timpul de decantare „completă" a unei suspensii apoase cu o concentraţie de 3,5 [%] de nămol cu $\rho_{solid} = 2000$ [Kg/m^3] într-un recipient cilindric cu dimensiunile $Ø \times H = 5 \times 1$ [m], cu un coeficient de umplere de 80 [%]. Care este grosimea stratului de solid depus?

35. Un debit de 120 [m^3/h] apă la 15 [°C] ce conţine impurităţi solide, $\rho_{solid} = 1200$ [Kg/m^3], trece printr-un decantor longitudinal: $L = 6$ [m], $l = 4$ [m], $h_{limpede} = 50$ [mm], apoi printr-un filtru cu nisip. Să se determine:

a) diametrul particulelor care scapă din decantor;

b) în cât timp se adună pe stratul de nisip un strat de precipitat de 40 [mm] grosime dacă filtrul are aceeleaşi dimensiuni cu decantorul iar concentraţia particulelor la intrarea în filtru este de 0,3 [%].

36. Un debit de 3600 [m^3/h] apă cu un conţinut de particule de argilă trece printr-un decantor cu lungimea $L = 6$ [m], lăţimea de 2 [m] şi grosimea lamei de lichid „limpede" de $h = 50$ [mm]. Să se determine diametrul particulei care scapă din decantor.

37. Un debit de 3600 [m^3/h] apă cu un conţinut de particule de argilă trece printr-un decantor cu diametrul de 12 [m]. Să se determine diametrul particulei care scapă din decantor.

38. Să se determine diametrul particulelor de praf de ciment reţinute într-o cameră de sedimentare cu dimensiunile 3 [m] × 3 [m] × 12 [m] × 0,2 [m] în care se tratează 5000 [Nm^3/h] gaze, aer, la 500 [°C].

39. Ce înălţime trebuie să aibă stratul de gaz între polițele unei camere de desprăfuire, $L = 4{,}1$ [m], $l = 2{,}8$ [m], $H = 4{,}2$ [m], pentru a reține particule de pirită cu diametrul de 10 [μm] dintr-un debit de gaz de 0,6 [Nm^3/s] şi temperatura 425 [°C].

40. Care este debitul maxim de gaze cu temperatura de 600 [°C] ce poate fi prelucrat de o cameră de desprăfuire pentru cenuşa de termocentrală dacă dimensiunile camerei sunt: $L = 4$ [m], $l = 2{,}8$ [m], $H = 3$ [m] şi distanţa dintre polițe este de 250 [mm], dimensiunea maximă a particulei care scapă din cameră fiind de 10 [μm].

41. Să se determine dimensiunile unei camere de desprăfuire pentru cenuşa de termocentrală cu raportul $H/L = 0{,}2$ şi $H/l = 1$ şi randamentul separării, dacă debitul de gaze este de 1 [Nm^3/s], temperatura de lucru este de 250 [°C] şi concentraţia de praf la intrare este de 1800 [mg/m^3]. (Limita legal admisă la ieşire este de 100 [mg/m^3], iar diametrul maxim admis este de 5 [μm].

42. Să se determine distanţa dintre polițele unei camere de desprăfuire dacă aceasta este alimentată cu un debit de 5600 [Nm^3/h] gaze cu cenuşă de pirită. Temperatura gazelor este de 900 [°C], diametrul maxim al particulelor care scapă din cameră este de 20 [μm], dimensiunea camerei este $L = 10$ [m], $l = 5$ [m], $H = 2$ [m].

43. O cameră de sedimentare cu dimensiunile $L = 8$ [m], $l = 4$ [m], $H = 3$ [m] şi $h = 200$ [mm] este alimentată cu un debit de 14 500 [Nm^3/h] gaze, (aer), cu praf, $\rho_{solid} = 1800$ [Kg/m^3], având temperatura de 550 [°C]. Să se calculeze diametrul particulelor care scapă din camera de sedimentare.

44. Într-un decantor conic se tratează o suspensie de apă uzată la 20 [°C]. Considerând $\rho_l = 1000$ [Kg/m^3], $\rho_{solid} = 1500$ [Kg/m^3], $\eta_l = 2 \cdot 10^{-3}$ [$Pa \cdot s$] şi cunoscând diametrul decantorului, $D = 20$ [m], să se calculeze:

a) debitul de suspensie pentru ca diametrul particulelor care scapă din decantor să fie de 30 [μm].

b) regimul de curgere a apei din canalul de evacuare cu secţiunea dreptunghiulară şi cu lăţimea de 2,5 [m] la un debit de 360 [m^3/h] şi viteza de 0,3 [m/s].

45. Printr-un canal cu lăţimea de 1 [m] se alimentează cu un debit de 180 [m^3/h] şi viteza de 0,25 [m/s] o suspensie de apă uzată un decantor longitudinal. Considerând proprietăţile suspensiei identice cu ale apei şi $\rho_{solid} = 2000$ [Kg/m^3], să se calculeze:

a) regimul de curgere a apei în canal;

b) lungimea decantorului, dacă acesta are lăţimea de 5 [m] şi grosimea pânzei de apă de 200 [mm], iar particula care scapă din decantor nu trebuie să depăşească 25 [μm].

46. Dintr-un vas deschis cu nivel constant, cu înălţimea lichidului de $h = 500$ [mm], în care se găseşte o soluţie de floculant, ($\rho_{soluție} = 1200$ [Kg/m^3], $\eta_{soluție} = 3 \cdot 10^{-3}$ [$Pa \cdot s$]), se alimentează prin intermediul unei conducte cu $Ø = 20 \times 2$ [mm] şi lungimea de 150 [m] camera de amestec a unui decantor longitudinal. Să se calculeze:

a) debitul de soluţie de floculant;

b) lungimea decantorului astfel ca particulele de solid cu densitatea $\rho_{solid} = 1300$ [Kg/m^3] şi dimensiunea de 10 [μm] să rămână în decantor pentru un debit de 50 [m^3/h]. Lăţimea decantorului este de 20 [m] iar stratul de apă „limpede” este de 50 [mm].

47. Pe conducta de alimentare cu soluție de floculant cu diametrul $\emptyset = 36 \times 2$ [mm] este plasat un manometru diferențial cu mercur ce indică o denivelare de 30 [mm]. Cunoscând proprietățile fizice a soluției: $\rho = 1050$ [Kg/m^3], $\eta = 3 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s], să se determine debitul de soluție de floculant. Să se determine diametrul maxim a particulelor solide floculate cu $\rho_{\text{solid}} = 1200$ [Kg/m^3] care scapă din decantorul cu diametrul de 40 [m] dacă apa uzată are temperatura de 18 [°C].

48. Să se determine puterea consumată și turația unui amestecăror tip elice cu trei palete dacă pe un model omolog la scara 1: 5 s-au măsurat: $n_{\text{model}} = 15$ [rpm]; $\rho_{\text{amestec}} = 1600$ [Kg/m^3]; $\eta_{\text{amestec}} = 18 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s], diametrul modelului: $d_{\text{model}} = 200$ [mm].

Se cunosc relațiile:

$$Re < 1: \quad \frac{n_{\text{prototip}}}{n_{\text{model}}} = \frac{d_{\text{model}}}{d_{\text{prototip}}}$$

$$1 < Re < 2 \cdot 10^3: \quad \frac{n_{\text{prototip}}}{n_{\text{model}}} = \left(\frac{d_{\text{model}}}{d_{\text{prototip}}}\right)^{0,5}$$

$$Re > 2 \cdot 10^3: \quad \frac{n_{\text{prototip}}}{n_{\text{model}}} = \left(\frac{d_{\text{model}}}{d_{\text{prototip}}}\right)^{0,67}$$

49. Pe un amestecător de laborator cu dimensiunile de $D = 20$ [cm], $H = 40$ [cm], $d_{ag} = 6$ [cm], pe o soluție cu vascozitatea 170 [cP] s-au contorizat 100 [rpm]. Dacă valoarea criteriului puterii este de 6,2, să se determine parametrii de operare pentru o soluție apoasă la 20 [°C] aflată într-un vas la scara 1:12. Valorile parametrilor: $c = 320$, $m = 0{,}35$.

50. Să se determine timpul în care se adună pe un filtru granular cu dimensiunile 5×3 [m] un strat de 30 [mm] argilă din dintr-o suspensie ce conține 0,2 [%] solid, dacă debitul de alimentare este de 50 [m^3/h].

51. Să se determine timpul de filtrare a 2 [m^3] suspensie apoasă printr-o suprafață de 1,25 [m^2], dacă se cunosc constantele de filtrare $a = 8000$ [s/m^2] și $b = 1000$ [s/m].

52. Printr-un filtru cu diametrul de 0,75 [m] se separă o suspensie apoasă de oxid de fier, $\rho_{\text{oxid}} = 3500$ [Kg/m^3], cu concentrația de 5 [%], până se colectează un strat de turtă de 10 [cm]. Să se calculeze durata operației.

53. Pe un filtru cu plăci și rame având 30 de rame cu dimensiunile $400 \times 400 \times 20$ [mm] se separă prin filtrare o suspensie cu concentrația de 5 [%] iar umiditatea precipitatului este de 50 [%]. Să se calculeze timpul de operare a filtrului. Câte rame sunt necesare pentru ca timpul de operare să fie de 24 de ore, în condițiile: $a = 30\,000$ [s/m^2], $b = 10\,000$ [s/m].

54. Trebuie filtrați 10 [m^3] de suspensie de nămol nociv printr-un filtru plan cu dimensiunile 5×3 [m]. Cunoscând constantele de filtrare: $a = 8000$ [s/m^2] și $b = 300$ [s/m] să se calculeze timpul de filtrare.

55. O suspensie se filtrează o suspensie apoasă pe un filtru lent cu nisip care are dimensiunile 18×6 [m]. Solidul are densitatea 1450 [Kg/m^3], concentrația sa în suspensie este de 1 [%] și umiditatea turtei este de 50 [%]. Să se calculeze cantitatea de suspensie și timpul în care se adună pe filtru un strat cu grosimea de 50 [mm] de turtă.

56. Trebuie filtrată o cantitate de 5 [m^3] de suspensie conținând nămol nociv printr-un filtru cu nisip cu dimensiunile $L = 4$ [m], $l = 3$ [m]. Să se calculeze timpul de filtrare cunoscând valoarea constantelor de filtrare: $a = 12\,000$ [s/m^2], $b = 1000$ [s/m].

57. O suspensie se filtrează pe un filtru cu 20 plăci şi rame cu dimensiunile $500 \times 500 \times 30$ [mm]. Ştiind că: $a = 20\,000$ [s/m^2], $b = 5000$ [s/m], să se calculeze:

a) timpul de filtrare a 50 [m^3] de suspensie cu 4 [%] solid, precipitatul având 20 [%] umiditate;

d) timpul maxim de filtrare, (la colmatare totală).

58. O suspensie de caolin se filtrează pe un filtru cu 70 plăci şi rame cu dimensiunile 600×600×20 [mm]. Ştiind că $a = 15\,000$ [s/m^2] şi $b = 8000$ [s/m], să se calculeze:

a) volumul de suspensie cu 4 [%] solid, precipitatul având 30 [%] umiditate ce poate fi filtrat în 24 de ore.

b) timpul maxim de utilizare al filtrului, (la colmatare totală).

59. Pe un filtru lent, cu dimensiunea de 25×7 [m], cu viteza de trecere de 0,25 [m/s] se separă o suspensie de gips cristalizat cu concentraţia iniţială de 1 [%]. Să se determine timpul de colmatare al filtrului, care se consideră la o grosime de şlam de 3 [cm].

60. Pe un filtru de laborator cu suprafaţa de 0,2 [m^2] s-au determinat următoarele valori:

Volum filtrat [l]	0	0,5	1,0	1,5
Timp [min]	0	1	3	5

Să se determine volumul unei suspensii identice care se filtrează în 6 [h] pe un filtru cu suprafaţa de 10 [m^2].

61. Să se determine timpul în care se filtrează 10 [m^3] suspensie pe un filtru cu suprafaţa de 400 [m^2], dacă în aceleaşi condiţii pe un filtru de laborator cu suprafaţa de 0,05 [m^2] s-au obţinut rezultatele:

Timp [min]	0	2	4	6
Volum de filtrat [l]	0	0,1	0,18	0,26

62. Ce diametru au particulele de apatită care fluidizează incipient într-un aparat cu diametrul de 2 [m] cu aer la 50 [°C] la un debit de 5000 [Nm^3/h]?

63. Care este dimensiunea particulei de gips care este antrenată dintr-un aparat de fluidizare cu aer la 100 [°C], dacă diametrul aparatului este de 1,25 [m] iar debitul de aer este de 7200 [Nm^3/h]?

64. Să se calculeze porozitatea stratului fluidizat format din particule de alabastru cu diametrul de 1 [mm] generat într-un aparat cu diametrul de 1,25 [m] cu ajutorul aerului de 100 [°C] la un $K_w = 1{,}4$.

65. Să se calculeze pierderea de presiune într-un strat fluidizat cu aer la 50 [°C] format într-un aparat cu diametrul de 1,5 [m] din particule de fosforit cu diametrul de 2 [mm], la un $K_w = 1{,}8$.

66. Într-un aparat de fluidizare cu diametrul de 1 [m] se spală particulele de pirită de particule de caolin cu apă la 20 [°C]. Să se calculeze debitul de apă de spălare dacă diametrul particulelor de caolin îndepărtate să fie de maxim 20 [μm].

67. Se prăjeşte în strat fluidizat un minereu conţinând 10 [%] pirită, minereul având densitatea $\rho_{solid} = 3800$ [Kg/m^3] şi diametrul particulelor de 1,5 [mm]. Diametrul aparatului este de 1,5 [m], temperatura de ardere este de 625 [°C], iar indicele de fluidizare, $K_w = 1{,}8$. Să se calculeze concentraţia SO_2 din gazele de ardere la un debit de 500 [kg/h] minereu.

68. Intr-o instalaţie de prăjire în strat fluidizat a piritei, cu diametrul aparatului de 2 [m] se introduce materie primă solidă cu diametrul de 2 [mm]. Prăjirea piritei se desfăşoară optim la o cifră de fluidizare, $K_w = 2{,}2$. Să se determine debitul de aer necesar fluidizării. Debitul de aer pentru fluidizare este suficient pentru prăjirea totală a piritei, dacă debitul de materie primă cu puritate 70 [%] este de 1000 [kg/h]? Care este concentraţia în SO_2 a gazelor rezultate?

69. Într-un aparat în strat fluidizat cu diametrul de 2 [m] se usucă nisip Cunoscând diametrul granulelor ca fiind de 1 [mm], că indicele de fluidizare este $K_w = 2{,}2$ să se calculeze:

a) debitul de aer cu temperatura de 80 [°C] necesar fluidizării.

b) diametrul particulei de nisip care este antrenată din aparat.

70. O soluție în cantitate de 1000 [kg] se concentrează prin fierbere de la concentrația de 5 [%] până la 45 [%] într-un fierbător, (cazan), încălzit cu gaze având temperatura de 330 [°C] la intrare și 150 [°C] la ieșire. Să se calculeze volumul de soluție concentrată obținută și suprafața de încălzire necesară.

71. Un debit de 10 000 [m^3/h] aer cu temperatura de 200 [°C] trebuie răcit până la 40 [°C] într-un schimbător de căldură în contracurent cu apă de răcire care intră cu 20 [°C] și iese cu 65 [°C]. Să se calculeze cantitatea necesară de apă și suprafața schimbătorului. Dar dacă circulația materialelor este în echicurent?

72. Într-un recipient trebuie să se obțină apă caldă cu temperatura 50 [°C]. Pentru aceata se dispune de 600 [kg] apă rece cu temperatura de 20 [°C] și apă caldă cu temperatura de 90 [°C]. Câtă apă caldă trebuie utilizată. Dar dacă se utilizează abur saturat la 100 [°C].

73. Trebuie să se răcească 1000 [Nm^3/h] aer de la 200 [°C] la 50 [°C] utilizând apă de răcire cu temperatura de 15 [°C]. Știind că temperatura apei de răcire nu poate depăși 32 [°C], să se calculeze debitul apei de răcire și suprafața schimbătorului.

74. Trebuie să se răcească un debit de 1000 [Nm^3/h] aer de la 300 [°C] la 100 [°C] utilizând apă cu temperatura de 20 [°C]. Considerând pierderile de căldură neglijabile și temperatura apei de răcire la ieșire de 60 [°C] să se determine:

a) debitul de apă de răcire;

b) suprafața schimbătorului de căldură;

c) care este varianta cea mai avantajoasă: circulația în echicurent sau circulația în contracurent?

75. Dintr-o instalație rezultă un flux de materiale fluide cu debitul de 0,2 [kg/s] și căldura specifică de 3000 [J/kg · °K] care trebuie răcit de la 160 [°C] la 40 [°C]. Răcirea se execută cu apă la 20 [°C]. Să se imagineze câteva modalități de răcire și să se calculeze necesarul de apă.

76. Dintr-un furnal se deversează periodic zgură într-un bazin de granulare în contact cu apă de răcire. Procesul are loc într-un bazin cu dimensiunile $L = 10$ [m], $l = 5$ [m], $H = 3$ [m] în care apa este până la jumătate. Să se calculeze câtă zgură cu căldura specifică 2400 [J/kg · °K] și temperatura 900 [°C] poate fi deversată pentru ca apa din bazin să nu depășească 80 [°C]. Să se prezică prin calcul ce se va întâmpla dacă în bazin se deversează 10 [tone] de zgură. Dar dacă se introduc 20 respectiv 25 [tone] de zgură?

77. Într-un recipient se găsesc 600 [kg] apă cu temperatura de 20 [°C]. Câte kilograme de apă caldă la temperatura de 90 [°C] trebuie adăugate pentru a se obține apă la temperatura de 50 [°C]?. Dar dacă se utilizează abur saturat la presiune atmosferică?.

78. 1000 [Nm^3/h] aer cu temperatura de 300 [°C] se răcesc într-un schimbător de căldură până la 100 [°C] utilizând apă cu temperatura de intrare de 15 [°C]. Știind că temperatura apei la ieșirea din schimbător nu trebuie să depășească 30 [°C] să se determine:

a) suprafața schimbătorului dacă circulația este în echicurent;

b) suprafața schimbătorului dacă circulația este în contracurent;

79. Într-un recipient trebuie să se obțină 1 [m^3] de apă caldă cu $T = 50$ [°C]. Se dispune de 600 [kg] de apa rece cu $T = 20$ [°C]. Să se calculeze câte kg de apă caldă cu $T = 90$ [°C] trebuie adăugate.

Dar dacă încălzirea se face cu abur la presiunea atmosferică?

80. 1000 [Nm^3/h] de aer cu $T_i = 300$ [°C] se răceşte într-un schimbător de căldură utilizând apă cu temperatura de intrare de 20 [°C]. Ştiind că temperatura apei la ieşirea din aparat trebuie să fie de maximum 32 [°C], să se calculeze cantitatea de apă necesară dacă aerul se evacuează la 100 [°C].

a) să se calculeze suprafaţa schimbătorului de căldură dacă circulaţia este în echicurent;

b) dacă circulaţia este în contracurent.

În ambele situaţii coeficientul total de transfer termic, K, se consideră 300 [$W/m^2 \cdot °K$].

81. Dintr-o instalaţie rezultă un flux de materiale de 0,2 [kg/s]. Acest flux de materiale având căldura specifică de 3000 [$J/kg \cdot °K$], trebuie răcit de la 160 [°C] la 40 [°C]. Se dispune de un debit total de 1500 [kg/h] de apă de răcire cu temperatura initială de 20 [°C]. Să se imagineze şi să se calculeze câteva modalităţi, (variante), de realizare a acestui serviciu prin intermediul unui schimbător de căldură.

82. Să se calculeze timpul în care un litru apă ajunge de la 20 [°C] la fierbere, dacă este pus într-o oală cu diametrul de 30 [cm], aşezată pe o plită cu $T = 400$ [°C]. Coeficientul total de transfer termic este 230 [$W/m^2 \cdot °K$]. Cum se modifică timpul de încălzire dacă apa se pune într-o oală cu diametrul de 40 [cm]? Dar dacă temperatura plitei creşte la 500 [°C]?

83. Într-un turn de spălare intră 700 [Nm^3/h] gaze cu 1,5 [%] NH_3 în contracurent cu soluţie de 2,5 [%] H_3PO_4. Soluţia este în debit de 1,5 ori mai mare decît necesarul stoichiometric şi se încălzeşte pe seama gazelor care intră în scruber. Cunoscând temperaturile de intrare, $T_{\text{intrare gaze}} = 150$ [°C], de ieşire, $T_{\text{ieşire gaze}} = 45$ [°C], $T_{\text{intrare soluţie}} = 20$ [°C], să se determine:

a) temperatura de ieşire a soluţiei de denocivizare;

b) suprafaţa schimbătorului de căldură în cazul unei circulaţii în echi- şi contracurent.

84. Într-un turn de absorbţie se purifică 5000 [Nm^3/h] gaze cu oxizi de sulf, SO_2, de la 0,8 [%] la 20 [ppm] gazele având la intrare 180 [°C] şi la ieşire 50 [°C]. Absorbţia se face cu soluţie de carbonat de sodiu 2 [%] cu temperatura de 20 [°C]. Să se determine:

a) cantitatea de material de denocivizare necesară pe oră, dacă se utilizează de 1,25 ori cantitatea teoretică necesară;

b) temperatura de ieşire a soluţiei uzate dacă umiditatea gazelor reziduale este de 5 [%].

85. Într-un turn de absorbţie se purifică 10 000 [Nm^3/h] gaze cu oxizi de azot de la 1 [%] la 50 [ppm]. Absorbţia se face cu suspensie de hidroxid de calciu, $Ca(OH)_2$ cu concentraţia 2 [%]. Să se determine cantitatea de material de denocivizare necesară pe oră.

86. Într-un turn de absorbţie se contactează un debit de 1000 [Nm^3/h] gaze la 400 [°C] conţinând 2 [%] SO_2. Spălarea gazelor se execută cu o soluţie de 3 [%] NaOH, în cantitate de 2 ori mai mare decât necesarul stoichiometric cu temperatura de intrare 20 [°C]. La ieşire, soluţia de spălare are 25 [°C]. Gazele evacuate au concentraţia de 220 [ppm] SO_2 şi umiditatea de 10 [%]. Care este temperatura gazelor la ieşirea din absorber.

87. Într-un turn de absorbţie se contactează un debit de 800 [Nm^3/h] gaze la 20 [°C] conţinând 2,5 [%] NO_2 cu o suspensie de 3,5 [%] $Ca(OH)_2$ în cantitate de 1,4 ori mai mare decât necesarul stoichiometric. Gazele evacuate au concentraţia de 40 [ppm] NO_2. Care este cantitatea de var stins necesară lunar.

88. Într-un turn de spălare a gazelor se tratează 3500 [Nm^3/h] gaze cu 1,5 [%] NH_3 până la 10 [ppm] NH_3 la ieşire. Spălarea se execută cu soluţie apoasă de 4 [%] H_2SO_4. Gazele cu temperatura de 60 [°C] la ieşirea din spălător sunt răcite până la 30 [°C] într-un schimbător de căldură în contracurent cu apa de răcire care are valorile 10 [°C] şi 25 [°C]. Să se calculeze:

a) debitul de soluţie de spălare dacă se utilizează un exces de 15 [%] faţă de cantitatea stoichiometrică;

b) suprafaţa schimbătorului de căldură pentru crculaţia în echi- şi contracurent;

c) debitul apei de răcire.

89. Într-un turn de absorbţie intră un debit de 800 [Nm^3/h] gaze cu 0,5 [%] SO_2 şi temperatura de 40 [°C]. Gazele sunt răcite de soluţia de 2 [%] NaOH care asigură denocivizarea, soluţie care circulă în contracurent cu gazele ce intră în schimbător cu 180 [°C]. Ştiind că se utilizează o cantitate dublă de soluţie faţă de necesarul stoichiometric, să se determine temperatura de ieşire a soluţiei de NaOH.

90. Într-un turn de spălare intră 1000 [Nm^3/h] gaze cu 2 [%] SO_2 în contracurent cu soluţie de 5 [%] Na_2CO_3. Soluţia este în debit de 1,5 ori mai mare decît necesarul stoichiometric şi se încălzeşte pe seama gazelor care intră în scruber. Cunoscând temperaturile de intrare, $T_{\text{intrare gaze}} = 200$ [°C], de ieşire, $T_{\text{ieşire gaze}} = 40$ [°C], $T_{\text{intrare soluţie}} = 20$ [°C], să se determine:

a) temperatura de ieşire a soluţiei de denocivizare;

b) suprafaţa schimbătorului de căldură în cazul unei circulaţii în echi- şi contracurent.

91. Într-un vas paralelipipedic cu dimensiunile 4×3×3 [m] şi un coeficient de umplere de 0,8 se află apă reziduală cu 0,5 [%] colorant. Pentru eliminarea acestuia se utilizează un sortiment de alumină activă cu densitatea 1800 [Kg/m^3], diametrul particulelor de 0,025 [mm] şi capacitatea de adsorbţie de 2,5 [kg/kg]. Să se determine cantitatea de material adsorbant utilizată dacă se foloseşte un exces de 100 [%].

Să se determine varianta cea mai bună de purificare: prin decantare sau prin filtrare pe un filtru de 8 [m^2], dacă $a = 6000$ [s/m^2] şi $b = 500$ [s/m].

92. Într-un turn de adsorbţie cu dimensiunile $D = 2$ [m]; şi înălţimea de 3 [m]; pentru vaporii de benzen se află granule de cărbune activ: conductivitatea termică: 0,2 [$W/m \cdot °K$], capacitatea calorică 1800 [$J/kg \cdot °K$], capacitatea de adsorbţie 5 [kg/kg]. Dacă se consideră o capacitate utilă de reţinere de 80 [%] a benzenului, să se determine timpul de epuizare pentru un debit de 2000 [Nm^3/h] între limitele 100 [mg/m^3] şi 5 [mg/m^3].

Să se determine cantitatea de abur saturat cu temperatura 100 [°C] necesară desorbţiei benzenului.

Să se determine cantitatea de apă de răcire necesară regenerării adsorbantului, dacă apa de răcire se încălzeşte cu 5 [°C], de la 15 [°C] la 20 [°C].

Să se determine suprafaţa serpentinei de răcire dacă se consideră valoarea coeficientului total de transfer, $K = 200$ [$W/m^2 \cdot °K$] şi timpul de răcire este estimat la 2 [ore].

93. 8 [m^3] de apă conţinînd 0,8 [%] colorant este contactată cu pulbere adsorbantă de Al_2O_3. Ce cantitate de adsorbant este necesară dacă se utilizează un exces de 20 [%]?

94. Un debit de 2,5 [m^3]de soluţie apoasă colorată cu 0,15 [%] colorant este trecută peste o coloană de adsorbţie cu silicagel care are dimensiunea activă $Ø = 1{,}2$ [m] şi $H = 3$ [m]. Să se determine timpul de epuizare a umpluturii dacă se utilizează 85 [%] din capacitatea dinamică de retenţie, care pentru silicagel este 78 [%] din capacitatea de retenţie statică.

95. Într-o coloană de adsorbţie cu cărbune activ cu dimensiunile părţii de retenţie: $Ø = 1{,}3$ [m], $H = 4$ [m] se reţin vapori de clorură de metil, (CH_3Cl) dintr-un debit de 2000 [Nm^3/h] gaze la 20 [°C] care intră cu concentraţia iniţială de 100 [mg/Nm^3] şi se evacuează cu concentraţia de 5 [ppm]. Să se calculeze:

a) timpul de epuizare a coloanei dacă se păstrează o rezervă de 15 [%] de adsorbant;

b) câtă apă de răcire cu temperatura iniţială de 5 [°C] şi finală de 10 [°C] este necesară pentru a păstra sistemul izoterm dacă se cunoaşte căldura de adsorbţie a clorurii de metil pe cărbune activ ca fiind de $\Delta_{\text{adsorbţie}} = 53\,000$ [kcal/mol];

c) ce lungime trebuie să aibă serpentina de răcire imersată în stratul de adsorbant pentru a păstra temperatura constantă dacă ea are diametrul de $Ø = 38 \times 2$ [mm] şi se consideră coeficientul total de transfer termic, $K = 60$ [$W/m^2 \cdot °K$].

96. Dintr-un proces tehnologic rezultă 10 [m^3] de apă uzată ce conține un colorant în cantitate de 0,2 [%]. Să se calculeze câtă alumină activă cu capacitatea de absorbție de 0,07 [kg/kg] este necesară pentru obținerea unei ape limpezi. Practica a arătat că se impune un exces față de necesarul teoretic de 50 [%].

97. O coloană cu schimbători de ioni de tip anionic, R^+X^-, este utilizată pentru. reținerea cianurilor, (a ionului cian), dintr-un efluent tehnologic care are debitul de 1 [m^3/h] şi concentrația inițială în cianuri de 1000 [ppm]. Coloana, partea activă, are înălțimea de 2 [m] şi diametrul de 1,5 [m]. Schimbătorul de ioni are densitatea în vrac 1100 [kg/m^3] şi capacitatea de schimb dinamică de 3 [mval/gram]. Să se calculeze timpul de epuizare pentru.schimbătorul de ioni, dacă 10 [%] din coloană rămâne neutilizată.

98. Într-o coloană cu schimbători de ioni cu capacitatea de schimb dinamică de 2,5 [mech/g] se reține o cantitate de ioni de Crom $^{3+}$ între limitele 1 [g/l] până la 0,01 [g/l]. Dacă debitul de soluție este de 100 [m^3/zi], să se determine cantitatea de schimbători de ioni şi dimensiunile principale a stratului dacă $H/D = 3{,}5$.

99. O coloană de adsorbție cu schimbători de ioni de tip anionic R^+X^- este utilizată pentru reținerea cia–nurilor CN^- dintr-un efluent tehnologic cu debitul de 1 [m^3/h] şi concentrația inițială de 1000 [ppm]. Coloana, partea activă, are înălțimea de 2 [m] şi diametrul de 1,5 [m]. Schimbătorul de ioni are densitatea de în vrac de 1200 [Kg/m^3] şi capacitatea de schimb dinamică de 3 [mval/g]. Să se calculeze timpul de epuizare a schimbătorului dacă 10 [%] din schimbător rămâne neutilizată.

100. O coloană cu schimbători de ioni de tip anionic, R^+X^- este utilizată pentru reținerea cianurilor, (a ionului cian), dintr-un flux tehnologic cu debitul 1 [m^3/h] ape cu 1000 [ppm] cianuri. Partea activă a coloanei are înălțimea de 3 [m] şi diametrul 1,5 [m]. Densitatea în vrac a schimbătorului de ioni este de 1100 [kg/m^3] şi capacitatea de schimb dinamică de 3 [mval/g]. Să se calculeze timpul de epuizare a coloanei, dacă 10 [%] din schimbător rămâne neutilizată.

Bibliografie generală

[1] Literat L.; Fenomene de transfer şi utilaje în industria chimică; U.B.B; Cluj-Napoca; 1985.

[2] Tudose R.Z., Vasiliu M., Cristian Gh., Isbăşoiu I., Stancu A., Lungu M.; Procese, operaţii şi utilaje în industria chimică; Ed Did. şi Ped.; Bucureşti; 1977.

[3] Floarea O., Dobre T.; Transferul cantităţii de mişcare; Ed. Matrix-Rom; Bucureşti; 1997.

[4] Iordache O., Smigelschi O.; Ecuaţiile fenomenelor de transfer de masă şi căldură, Ed. Tehnică, Bucureşti, 1981.

[5] Pavlov C.F., Romankov P.G., Noskov A.A.; Procese şi operaţii principale în industria chimică; Exerciţii şi probleme; Ed Tehnică; Bucureşti; 1981.

[6] Ciplea L.I., Ciplea Al.; Poluarea mediului ambiant; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1978.

[7] Florea J.; Robescu D.; Hidrodinamica instalaţiilor de transport hidropneumatic şi de depoluare a apei şi aerului; Ed. Did. şi Ped.; Bucureşti; 1982.

[8] Bratu E.A.; Operaţii unitare în ingineria chimică, vol I, II, III; Ed. Tehnică, Bucureşti; 1982.

[9] Floarea O., Smigelschi O.; Calcule de operaţii şi utilaje în industria chimică; Ed Tehnică; Bucureşti; 1966.

[10] Kasatkin A.G.; Procese şi aparate principale în tehnologia chimică; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1963.

[11] Cristea G., Melega C., Ciucă P., Timaru F.; Proiectarea instalaţiilor tehnologice în industria chimică; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1965.

[12] Tudose R.Z.; Ingineria proceselor fizice din ingineria chimică, vol I, II şi III, Ed. Academiei Române, 2000.

[13] Soare S.; Procese hidrodinamice; Ed. Did. şi Ped.; Bucureşti; 1972.

[14] Roman P., Grigorescu N.V.M.; Hidrotransport, Ed. Tehnică, Bucureşti,1989.

[15] Ghirişan A.L.; Separarea fizico-mecanică a sistemelor heterogene solid-lichid; Ed. Casa Cărţii de Ştiinţă, Cluj-Napoca, 2005.

[16] Floarea O., Jinescu Gh.; Procedee intensive în operaţiile unitare de transfer; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1975.

[17] Băran Gh., Beuran D.; Hidrodinamica suspensiilor; Ed, Tehnică, Bucureşti, 2000.

[18] Sterbacek Z.,Tausk P., Amestecarea; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1969.

[19] Ivănuş Gh., Todea I., Pop Al., Nicola S., Damian Gh.; Ingineria fluidizării, Ed. Tehnică, Bucureşti, 1996.

[20] Popa B., Vintilă C.; Transfer de căldură în procesele industriale; Ed Dacia; Cluj-Napoca; 1975.

[21] Mândru I., Ceacăreanu V.; Detergenţi şi alţi agenţi activi de suprafaţă; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1968.

[22] Radcenko V.S. şi colab.; Instalaţii de pompe de căldură; Ed Tehnică; Bucureşti; 1985.

[23] Dănilă N., Muşatescu V.; Răcirea cu aer în industrie; Ed Tehnică; Bucureşti; 1984.

[24] Seremet A., Medvedovici C.; Izolarea termică a instalaţiilor; Ed Tehnică; Bucureşti; 1989.

[25] Tolle H.; Măsurări în instalaţiile termice; Ed Tehnică; Bucureşti; 1980.

[26] Strătulă C.; Purificarea gazelor; Ed. Ştiinţifică şi Enciclopedică; Bucureşti, 1984.

[27] Ionescu T.D.; Schimbători de ioni; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1964.

[29] Cruceanu M., Popovici E., Vlădescu, Bâlba N., Russu R., Naum N., Vasile A.; Site moleculare zeolitice, Ed. Ştiinţifică şi Enciclopedică, Bucureşti, 1986.

[30] Vitan F., Badea N.; Fenomene de transfer prin medii poroase, Ed. Princeps, Iaşi, 1993.

[31] Strumillo C.; Bazele teoriei şi tehnicii uscării; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1984.

[32] Stoianovici S., Robescu D., Stamatoiu D.; Calculul si constructia echipamentelor de oxigenare a apelor; Ed. Ceres; Bucureşti; 1985.

[33] Negulescu M. (coordonator); Epurarea apelor uzate industriale, vol. I şi II; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1989.

[34] Lydia-Maria Vaicum; Epurarea apelor uzate cu nămol activ, Ed. Academiei RSR, 1981.

[35] Ognean T, Vaicum L.M.; Modelarea proceselor de epurare biologică, Ed. Academiei RSR, 1987.

[36] Geană M., Vais A., Ionescu P., Ivănuș Gh.; Proprietățile fizice ale fluidelor. Metode de calcul. Ed. Tehnică, București, 1993.

[37] Reynolds A.J.; Curgeri turbulente în tehnică; Ed. Tehnică, București; 1982.

[38] Ozunu A., Mişca B.R.H.; Introducere în proiectarea instalațiilor chimice; Ed. Genesis, Cluj-Napoca; 1995.

[39] Popa B., Theil H.T., Mădărăşan T.; Schimbătoare de căldură; Ed Tehnică; Bucureşti; 1977.

[40] Staicu Gh.; Analiza dimensională generală; Ed. Tehnică, București, 1976.

[41] Rusescu C., Tudose C.; Modele și modelare în fizică; Ed. Științifică și Enciclopedică, București, 1987.

[42] Hâncu S.; Modelarea hidraulică; Ed. Academiei RSR, București, 1967

[43] Franks R.G.; Modelarea şi simularea în ingineria chimică; Ed. Tehnică, Bucureşti, 1979.

[44] Iorga M., Marinescu A., Andrian A.; Diagrame, Nomograme, Abace, Ed. Tehnică, Bucureşti, 1959.

[45] Marinoiu V., Strătulă C., Petcu A., Pătrăşcoiu C., Marinescu C.; Metode numerice aplicate în ingineria chimică, Ed. Tehnică, Bucureşti, 1986.

[46] Woinaroschi A., Smigelschi O.; Ingineria sistemelor şi optimizarea proceselor chimice; Ed. Didactică şi Pedagogică, Bucureşti, 1983.

[47] Mihail R., Grozeanu I.; Estimarea secvențială aplicată sistemelor chimice, Ed. Academiei RSR, 1986.

[48] Pogany I., Banciu M.; Tehnică experimentală în chimia organică, Ed. Stiințifică și Enciclopedică, București, 1977.

[49] Juncu Gh., Popa C.; Introducere în metoda multigrid, Ed. Tehnică, Bucureşti, 1991.

[50] Plăcinţeanu I.I.; Teoria erorilor de măsurare şi metoda celor mai mici pătrate, Ed. Tehnică, Bucureşti, 1957.

[51] Iordache O.; Procese polistochastice aplicate fenomenelor de transfer, Ed. Academiei RSR, 1982.

[52] Bebea N.; Metode pentru rezolvarea problemelor de optimizare, Ed. Didactică și Pedagogică, Bucureşti, 1978.

[53] Literat L., Mişca B.R.H., Ozunu A., Drăgan S.; Fenomene de transfer şi utilaje în industria chimică; îndrumător de laborator, UBB; Cluj-Napoca; 1993.

[54] Ştefănescu D., Marinescu M., Dănescu Al.; Transferul termic în tehnică. Culegere de probleme pentru ingineri; Ed Tehnică; Bucureşti; 1982.

[55] Belcu M.; Transferul poluanților în medii fluide și soluri, Ed. UPB, București, 1996.

[56] Cristea G.; Nomograme de proiectare în industria chimică, Ed. Tehnică, Bucureşti, 1973.